



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA  
BARCELONATECH

Escola Superior d'Enginyeries Industrial,  
Aeroespacial i Audiovisual de Terrassa



# **Simulació de digestors anaeròbics**

Llorenç Gibert Berenguer

Treball de Fi de Grau

Tutor: Manuel Jose Lis Arias

Grau en Enginyeria Química

Convocatòria ordinària 2019/20-1



## Índex

1.	INTRODUCCIÓ.....	1
2.	HISTÒRIA DE LA TECNOLOGIA.....	2
3.	LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA.....	4
3.1.	AVANTATGES I DESAVANTATGES DE LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA.....	4
3.2.	ESTADIS DE LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA.....	6
3.3.	PRINCIPALS FACTORS QUE AFECTEN A LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA.....	8
3.3.1.	Temperatura.....	8
3.3.2.	pH .....	9
3.3.3.	Humitat.....	9
3.3.4.	Tipus de substrat .....	9
3.3.5.	Nitrogen.....	10
3.3.6.	Ràtio C/N .....	10
3.3.7.	Contingut de sòlids.....	11
3.3.8.	Temps de retenció hidràulica (TRH).....	11
3.3.9.	Agitació en el digestor .....	12
3.3.10.	Ratí de càrrega orgànica (RCO) .....	12
4.	SIMULACIÓ DE LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA .....	13
4.1.	“STATE OF THE ART” .....	13
4.2.	APROXIMACIÓ CINÈTICA .....	16
4.2.1.	Conversió i consum d'energia de diferents distribucions de reactors CSTR.....	17
4.2.1.1.	Casos d'estudi.....	17
4.2.1.2.	Resultats.....	18
5.	CONCLUSIONS .....	23
6.	BIBLIOGRAFIA.....	24
7.	ANNEXOS.....	26
7.1.	COMPONENTS I REACCIONS .....	26
7.2.	HIDRÒLISI - 1 CSTR .....	29
7.3.	HIDRÒLISI - 2 CSTR's EN PARAL·LEL.....	31
7.4.	HIDRÒLISI - 2 CSTR's EN SÈRIE.....	33
7.5.	ACIDOGÈNESI - 1 CSTR .....	35
7.6.	ACIDOGÈNESI - 2 CSTR's EN PARAL·LEL.....	37
7.7.	ACIDOGÈNESI - 2 CSTR's EN SÈRIE.....	39

## Sumari de taules i figures

Taula 1. Composició general del biogàs

Taula 2. Constants cinètiques disponibles mitjançant bibliografia

Taula 3. Dades extrems de la simulació cinètica d'un CSTR - Hidròlisi

Taula 4. Dades extrems de la simulació cinètica de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

Taula 5. Dades extrems de la simulació cinètica de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

Taula 6. Dades extrems de la simulació cinètica d'un CSTR - Acidogènesi

Taula 7. Dades extrems de la simulació cinètica de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

Taula 8. Dades extrems de la simulació cinètica de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

Imatge 1. Digestor anaeròbic utilitzat antigament

Imatge 2. Digestor anaeròbic

Imatge 3. Procés de digestió anaeròbica

Imatge 4. Reaccions proposades per a simular la hidròlisi en la digestió anaeròbica

Imatge 5. Reaccions proposades per a simular la acidogènesi, la acetogènesi i la metanogènesi en la digestió anaeròbica

Imatge 6. Exemple de composició donada en les fonts bibliogràfiques

Imatge 7. Imatge de la simulació no essent capaç de convergir amb la composició indicada

Imatge 8. Producció i calor d'un CSTR de 2000m<sup>3</sup>

Imatge 9. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en paral·lel

Imatge 10. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en sèrie

Imatge 11. Producció i calor d'un CSTR de 2000m<sup>3</sup>

Imatge 12. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en paral·lel

Imatge 13. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en sèrie

Imatge 14. Llista de components

Imatge 15. Llista de reaccions de hidròlisi

Imatge 16. Llista de reaccions de acidogènesi

Imatge 17. PFD del sistema d'un CSTR - Hidròlisi

Imatge 18. PFD del sistema de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

Imatge 19. PFD del sistema de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

Imatge 20. PFD del sistema d'un CSTR - Acidogènesi

Imatge 21. PFD del sistema de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

Imatge 22. PFD del sistema de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

Gràfica 1. Evolució Rxn vs Volum d'un CSTR - Hidròlisi

Gràfica 2. Evolució Calor vs Volum d'un CSTR - Hidròlisi

Gràfica 3. Evolució Conversió vs Volum d'un CSTR - Hidròlisi

Gràfica 4. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

Gràfica 5. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

Gràfica 6. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

Gràfica 7. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

Gràfica 8. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

Gràfica 9. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

Gràfica 10. Evolució Rxn vs Volum d'un CSTR - Acidogènesi

Gràfica 11. Evolució Calor vs Volum d'un CSTR - Acidogènesi

Gràfica 12. Evolució Conversió vs Volum d'un CSTR - Acidogènesi

Gràfica 13. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

Gràfica 14. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

Gràfica 15. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

Gràfica 16. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

Gràfica 17. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

Gràfica 18. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

## 1. INTRODUCCIÓ

El propòsit d'aquest document és establir, mitjançant recerca bibliogràfica, l'estat del desenvolupament d'un model per a simular un digestor anaeròbic mitjançant Aspen HYSYS per replicar-lo i estudiar i aplicar alguna possible millora.

La motivació d'aquest és la d'aprendre sobre el procés de digestió anaeròbica i la simulació com a eina d'optimització com una porta al futur laboral.

La tecnologia necessària per a realitzar aquest treball ha sigut un ordinador amb capacitat per navegar per internet i per fer funcionar correctament el simulador utilitzat, mentre que els documents que s'han utilitzat han consistit majoritàriament en articles científics i tècnics.

Degut a la naturalesa del TFG, s'ha seguit un ordre estricte on primer s'ha fet pràcticament tota la recerca bibliogràfica, després s'ha treballat en ella sobre el simulador i per últim s'han realitzat els càlculs i redactat del treball.

Per últim, els meus agraïments sincers a la meva família i amics per distreure'm de tant en tant, que era prou necessari i al meu tutor del projecte, que té la capacitat de motivar als alumnes com pocs.

## 2. HISTÒRIA DE LA TECNOLOGIA

Es tenen evidències anecdòtiques de l' utilització del biogàs en el segle 10 AC per escalfar aigua de banys.

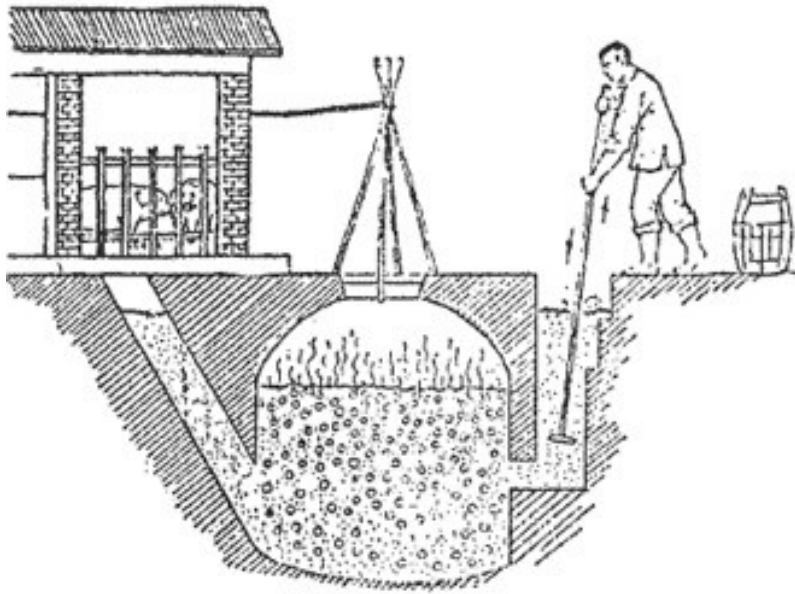
El tanc sèptic s'ha considerat el tipus de digestió anaeròbica més simple i antic, però la primera instal·lació d'una planta es va donar a l'Índia el 1859, en una colònia de leprosos. Al mateix any també es podien trobar a Anglaterra algunes instal·lacions pel tractament d'aigües residuals on s'utilitzava el biogàs resultant per a la lluminària de la ciutat.

El primer en determinar que de la matèria orgànica en descomposició en podia sorgir gasos inflamables va ser Jan Baptita Van Helmont en el segle 17. Més tard, a l'any 1776, el compte Alessandro Volta va observar que hi havia una relació directa entre la quantitat de matèria orgànica que es descomponia i la quantitat de gas inflamable produït i, en el 1808, Sir Humphry Davy trobava que el metà era present entre la mescla de gasos resultants de la descomposició anaeròbica dels fems de bestia.

Globalment la utilització de tecnologies relacionades amb la digestió anaeròbica és més comuna en forma de instal·lacions en granges, aquestes es caracteritzen per ser de dimensions reduïdes i comptar amb una tecnologia senzilla. Aquests digestors s'utilitzen, generalment, per a l'obtenció de biogàs per cuinar i com a combustible per il·luminar. A Xina i Índia s'estan desenvolupant plantes més grans i tecnològicament més complexes i amb un millor control del procés per a la producció d'electricitat.

A Europa, les plantes de digestió anaeròbica s'han utilitzat amb bons resultats per el tractament de residus orgànics agraris, municipals i industrials. Aquest procés es va estendre després de la Segona Guerra Mundial, quan el Vell Continent es va veure amb la necessitat de produir combustible i energia de fonts no tradicionals, ja que la guerra n'havia reduït les reserves. Algunes d'aquestes plantes han estat funcionant durant més de 20 anys. El factor

que ha fet tant efectives i populars aquestes instal·lacions són la simplicitat tant de la tecnologia com del disseny que s'hi utilitza.



*Imatge 1. Digestor anaeròbic utilitzat antigament<sup>[2]</sup>*

Un altre factor del èxit del procés en els països europeus són les regulacions mediambientals que pressionen els governs a buscar mètodes de control i gestió dels seus residus per a reduir el impacte sobre el medi ambient que aquests produeixen.

El país amb més experiència i compromís amb la utilització de plantes de digestió anaeròbica per el tractament dels seus residus és Dinamarca, amb 18 plantes de grans dimensions operatives. En molts casos, aquestes plantes són capaces de tractar residus municipals, industrials o agraris al mateix temps<sup>[1]</sup>.



### 3. LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA

La digestió anaeròbica es defineix com una sèrie de reaccions dutes a terme per varis tipus de microorganismes en un procés multi fàsic en el que aquests trenquen les molècules que formen la matèria orgànica en absència d'oxigen. Aquest procés pot tenir tant usos industrials com domèstics a l'hora de gestionar residus orgànics i produir combustible i es pot utilitzar en equips preparats per treballar amb gas natural amb mínimes modificacions<sup>[3]</sup>.

El resultat d'aquesta sèrie de reaccions és una mescla de gasos que s'anomena biogàs amb la següent composició general:

*Taula 1. Composició general del biogàs<sup>[3]</sup>*

Component	Fórmula molecular	Percentatge (%)
Metà	CH <sub>4</sub>	50 – 75
Diòxid de carboni	CO <sub>2</sub>	25 – 50
Nitrogen	N <sub>2</sub>	0 – 10
Hidrogen	H <sub>2</sub>	0 – 1
Sulfit d' hidrogen	H <sub>2</sub> S	0 – 3
Oxigen	O <sub>2</sub>	0 – 0

#### 3.1. AVANTATGES I DESAVANTATGES DE LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA

El procés compta amb punts tant a favor com en contra que s'han de tenir en compte a l'hora de decidir si instal·lar o no aquesta tecnologia i com fer-ho<sup>[4][5]</sup>.

Avantatges:

- Font d'energia renovable: El biogàs que produeix és una font d'emissions neutre, és a dir, que les seves emissions no empitjoren el canvi climàtic ja que es tracta de carboni que forma part del anomenat cicle curt del carboni<sup>[6]</sup>.

- Font de fertilitzant: El residu tant sòlid com líquid del procés, conegut com digestat, es pot utilitzar com a fertilitzant, protector contra les malalties dels conreus, pot millorar la retenció de l'aigua en terres àrides i, per tant, redueix la demanda d'aigua dels cultius.
- Purificació de l'alimentació: Sempre que es treballi a una temperatura adequada, el procés ens permet pasteuritzar alimentacions de matèria orgànica malalta o infectada.
- Reducció de residus: Al utilitzar com a matèria primera un residu que altrament seria tractat com a brossa, es redueix la quantitat de matèria que s'envia a abocadors.
- Reducció d'olors i contaminació d'aigües: El residu del procés té una olor menys forta que el residu inicial utilitzat com a alimentació i, a més, és menys contaminants per fonts d'aigües properes com podrien ser rius o aqüífers.
- Consum d'energia: El procés, un cop posat en marxa, no requereix d'un gran consum d'energia per a funcionar correctament.
- Residus del procés: Al poder-se aprofitar bona part del material tant sòlid com líquid del procés en forma de fertilitzant, el residu es minimitza.



*Imatge 2. Digestor anaeròbic<sup>[7]</sup>*

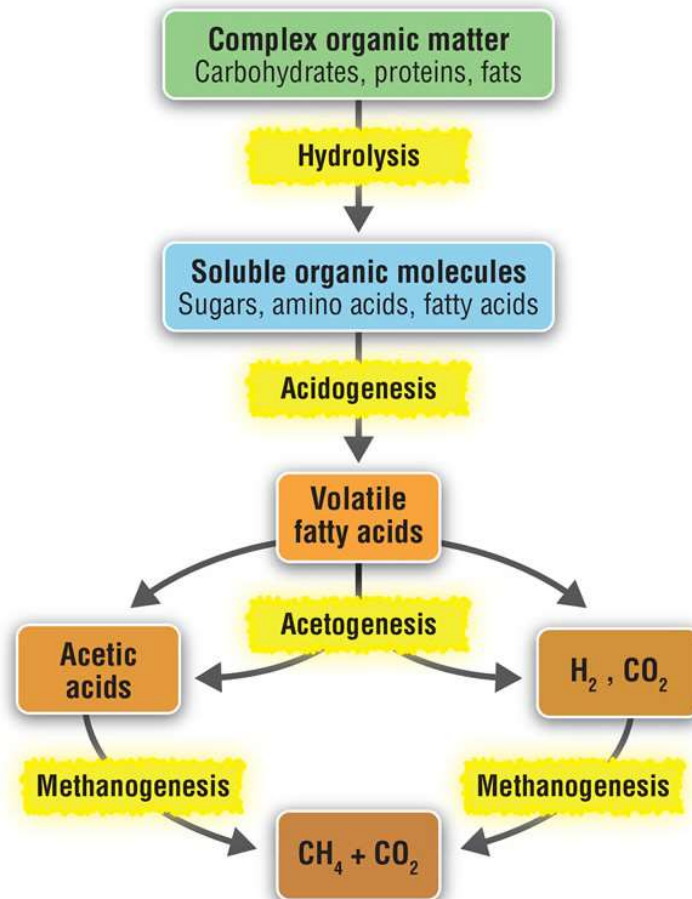
Desavantatges:

- Costs d'instal·lació: La construcció d'una planta de digestió anaeròbica comporta una gran inversió.
- Personal especialitzat: La planta necessita personal expert per dissenyar, construir, operar i mantenir correctament. Es necessita una supervisió pràcticament diària.
- Font d'alimentació: Es necessita una font relativament propera de residus orgànics municipals, industrials, agraris o una combinació d'aquests de forma continua per a mantenir la planta en funcionament.
- Impacte social: S'ha de buscar un lloc per a la instal·lació de la planta que no pugui suposar una molèstia per a poblacions properes i, com normalment ocupen extensions de terreny grans, pot ser difícil de trobar.

### 3.2. ESTADIS DE LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA

Les diferents reaccions que els microorganismes duen a terme al llarg del procés es poden englobar en 4 estadis<sup>[3][8]</sup>:

1. Hidròlisi: Transformació de les molècules orgàniques complexes no dissoltes (greixos, cel·lulosa, proteïnes, etc.) en monòmers més senzills com àcids grassos, aminoàcids i glucosa. Aquest estadi es considera el coll d'ampolla del procés i es veu afectat pel pH, les diferents concentracions de biomassa i la presència de substrats orgànics en el sistema.



Imatge 3. Procés de digestió anaeròbica<sup>[9]</sup>

2. Acidogènesi: Conversió dels productes del estadi anterior en àcid acètic, hidrogen, diòxid de carboni, alcohols i àcids grassos volàtils. Les bactèries encarregades d'aquest procés tenen una alta tolerància al pH baix, podent treballar en valors inferiors a 4.
3. Acetogènesi: En aquest estadi, els àcids, alcohols i demés productes del anterior es transformen en diòxid de carboni, hidrogen i acetat. Es tracta d'una sèrie de reaccions no espontànies<sup>[10]</sup> que arriben a dur-se a terme gràcies a la relació de sintròpica entre les bactèries del estadi corresponent a l'acetogènesi i a la metanogènesi.
4. Metanogènesi: L'últim estadi del procés aconsegueix transformar els productes de l'acetogènesi en metà i diòxid de carboni. Aquestes reaccions són dutes a terme per 2

classes de bactèria diferents, una d'elles encarregada de convertir l'acetat i l'altre encarregada de convertir l'hidrogen.

### 3.3. PRINCIPALS FACTORS QUE AFECTEN A LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA

La digestió anaeròbica de matèria orgànica és un procés complexa que es veu afectada per diferents factors ambientals segons l'estadi del procés en el que s troba<sup>[8][11][12]</sup>.

#### 3.3.1. Temperatura

Es poden definir tres rangs de temperatura: psicròfil (15 – 25 °C), mesòfil (32 – 42 °C) i termòfil (50 – 65 °C). Aquest últim rang es considera el millor a l'hora de maximitzar la producció de biogàs, però és difícil de mantenir la temperatura del sistema i per tant el consum d'energia i el cost augmenta.

Per aquest motiu generalment es treballa a rang mesòfil, ja que tot i que la disminució de la temperatura suposa un alentiment del creixement microbià, una disminució de la producció de biogàs o el major consum d'energia cel·lular entre altres, es necessita menys energia per dur a terme el procés.

Concretament, el rang més adequat dintre del mesòfil és el de 35 – 37 °C. Si es volgués augmentar la temperatura fins a rang termòfil la producció de biogàs es veuria reduïda ja que la població bacteriana hauria de incrementar la seva població.

### 3.3.2. pH

El pH més adequat per a cada etapa del procés de digestió anaeròbica varia força els uns dels altres, això provoca que es tendeixi a dividir el procés en 2 tancs per a optimitzar les condicions ambientals de cada un d'ells als estadis que si estiguin duent a terme.

Tot i així, en cas de que es fes en un sol tanc, s'ha trobat que el rang més adequat pel procés cau dintre del rang 6,8 – 7,2.

El rang més adequat per la hidròlisi i l'acidogènesi es troba entre 5 – 6,5 i, per la metanogènesi, es troba entre 6,5 – 8,2, com més proper al neutre millor.

### 3.3.3. Humitat

Un alt contingut d'humitat afavorirà la digestió anaeròbica i facilitaran la dissolució de la matèria orgànica degradable, però dificultarà mantenir la concentració d'aigua al llarg del procés.

S'ha trobat que la màxima producció de metà es troba en el rang de 60 – 80 % d'humitat.

### 3.3.4. Tipus de substrat

La producció de biogàs depèn amplament pel tipus, disponibilitat i complexitat del substrat que s'utilitza, cada un suportarà diferents classes de microbis.

Per la correcta optimització del procés el substrat que s'usi haurà de ser caracteritzat respecte les concentracions de fibres, lípids, proteïna, carbohidrats i de la seva potencial capacitat substrat per produir metà.

Per exemple, el midó pot actuar com un substrat de menor cost i efectivitat comparant-lo amb altres com la glucosa o la sacarosa.

A més, la concentració de sòlids en el substrat en el bioreactor pot afectar significativament el rendiment del procés i la quantitat final de metà que s'obté.

### 3.3.5. Nitrogen

El nitrogen és un component essencial en la optimització del creixement dels microorganismes.

Els compostos nitrogenats es troben, majoritàriament, en forma de proteïnes en l'alimentació del procés. A través de la digestió anaeròbica, aquestes proteïnes són degradades i el nitrogen passar a formar part de molècules de amoníac, que ajuden a mantenir el pH estable i és absorbit pels microorganismes per formar nova massa cel·lular.

Tot i així, l'amoníac en altes concentracions (excedint aproximadament 100 mM) pot portar a la inhibició dels processos biològics necessaris per l'augment de la massa microbiana i de la metanogènesi.

Un excés també pot afectar a la producció d'hidrogen, a la capacitat de eliminar sòlids volàtils i pot disminuir la producció de biogàs fins a un 50%.

### 3.3.6. Ràtio C/N

La relació entre la quantitat de carboni i la quantitat de nitrogen en un sistema de digestió anaeròbica és determinant a l'hora d'aconseguir optimitzar el procés.

Un ràtio massa alt ens indica que les bactèries encarregades de la metanogènesi estan consumint ràpidament el nitrogen i això comporta una disminució en la producció de biogàs, mentre que un ràtio massa baix causaria una acumulació d'amoníac que comportaria un augment del pH per sobre dels 8,5, que és tòxic pels microorganismes que duen a terme la metanogènesi.

Per a arribar al rang òptim, que es considera de 20-30, s'opta per mesclar diferents tipus d'alimentació que, segons la seva composició, tendeixen a incrementar o disminuir el ràtio.

### 3.3.7. Contingut de sòlids

Els sistemes de digestió anaeròbica es divideixen en 3 rangs segons el percentatge de contingut de sòlids: un procés amb menys del 10% de sòlids totals serà un sistema de sòlids baixos, entre un 15 – 20% es considera de sòlids mitjans i del 22 – 40% de sòlids alts.

Quan s'incrementa el percentatge de sòlids el volum del digestor disminueix, degut a la disminució d'aigua. Això comporta una sèrie d'avantatges, inconvenients i característiques particulars que es discutiran més endavant.

### 3.3.8. Temps de retenció hidràulica (TRH)

És un paràmetre que ens indica el temps mitjà que un cert volum de substrat residirà en el digestor. Aquest variarà segons la tecnologia utilitzada, el rang de temperatura del procés, la composició de l'alimentació i el contingut de sòlids. Tot i això, es pot parlar, orientativament, de 15 fins a 40 dies, en cas de treballar dintre del rang de temperatura mesòfil, i de 8 a 14 dies, en cas de treballar en rang termòfil.

Segueix la següent relació:  $TRH = \frac{V}{Q}$  on V correspon al volum del digestor i Q al caudal volumètric d'alimentació. Aquesta ens indica que al disminuir el TRH el volum del digestor serà menor, pel que el cost de la instal·lació baixarà, però per altre banda, s'ha trobat que incrementar el TRH també suposa un augment en l'estabilitat del reactor.

Alimentacions amb altres concentracions de matèria ràpidament biodegradable, com sucres, també tindran un TRH més reduït.



### 3.3.9. Agitació en el digestor

La agitació en el digestor entre els microorganismes i el substrat permet:

- Millorar el contacte entre aquests
- Facilita l'obtenció de nutrients per part dels microorganismes
- Evita la formació de zones amb diferents temperatures
- Prevé la formació d'escòria en el reactor
- Manté la mescla homogènia, tant física com químicament
- Dispersa els residus produïts pels microorganismes, evitant que s'acumulin
- Minimitza la toxicitat del sistema
- Dificulta la disposició d'escòria en el fons del digestor

Tot i això, una agitació excessiva en el digestor interromp els microbis, comportant una reducció en la producció de biogàs, per el que és preferible agitar de forma lenta.

### 3.3.10. Ratí de càrrega orgànica (RCO)

El RCO mesura la capacitat d'un sistema de digestió anaeròbica per mantenir la conversió de la matèria biodegradable utilitzada com a alimentació i, normalment, s'expressa com a kg de Demanda Química d'Oxigen (DQO).

Quan l'alimentació sobrepassa el RCO recomanat, el digestor tendirà a l'acumulació de substàncies inhibidores (per exemple: àcids grassos) de la producció de biogàs. Quan es dona aquest cas, el caudal de l'alimentació ha de disminuir per a evitar un fallo del sistema per sobrecàrrega. Aquest paràmetre és especialment important en sistemes continus.

## 4. SIMULACIÓ DE LA DIGESTIÓ ANAERÒBICA

El objectiu d'aquest treball consisteix en simular el procés de digestió anaeròbica amb el simulador de processos químics Aspen HYSYS, per tal de complir amb això s'ha realitzat la cerca bibliogràfica de publicacions amb els resultats, característiques, alimentacions i reaccions de la corresponent simulació per a comprovar si es podia replicar i comparar-ne els resultats.

### 4.1. "STATE OF THE ART"

Els dos articles més significatius<sup>[3][13]</sup> que s'han trobat utilitzaven el ADM1 (Anaerobic Digestion Model no. 1) com a model per la simulació, aquest considera que les diferents alimentacions es poden considerar com una mescla de carbohidrats, proteïnes i greixos. A més, el mateix grup de reaccions i el mateix paquet de propietats (NTRL) es van utilitzar per ambdós casos i es va utilitzar el codi Fortran per a programar els diferents algorismes de predicció de propietats.

Aquests articles assignaven valors estables tant a l'extensió de la reacció en cas de les reaccions de hidròlisi com a la constant cinètica en els casos de les reaccions de acidogènesi, acetogènesi i metanogènesi.

Aquests valors constants mostren la falta de dades experimentals que permetin una aproximació sensible als canvis de la temperatura en el digestor o a l'avanç de la reacció.

No.	Compound	Hydrolysis reaction	Extent of reaction
1	Starch	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$	$0.6 \pm 0.2$
2	Cellulose	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$	$0.4 \pm 0.1$
3	Hemicellulose	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow 2.5 C_3H_4O_2$	$0.5 \pm 0.2$
4	Hemicellulose	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_3H_4O_2$	$0.6 \pm 0.0$
5	Xylose	$C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_3H_4O_2 + 3 H_2O$	$0.6 \pm 0.0$
6	Cellulose	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow 2 C_2H_6O + 2 CO_2$	$0.4 \pm 0.1$
7	Ethanol	$2 C_2H_6O + CO_2 \rightarrow 2 C_3H_4O_2 + CH_4$	$0.6 \pm 0.1$
8	Soluble protein	$C_{13}H_{25}O_7N_3S + 6 H_2O \rightarrow 6.5 CO_2 + 6.5 CH_4 + 3 H_3N + H_2S$	$0.5 \pm 0.2$
9	Insoluble protein (LP)	$LP + 0.3337 H_2O \rightarrow 0.045 C_6H_{14}N_4O_2 + 0.048 C_4H_7NO_4 + 0.047 C_4H_9NO_5 + 0.172 C_3H_7NO_3 + 0.074 C_3H_9NO_4 + 0.111 C_3H_9NO_2 + 0.25 C_2H_5NO_2 + 0.047 C_3H_7NO_2 + 0.067 C_3H_9NO_2S + 0.074 C_2H_{11}NO_2 + 0.07 C_6H_{13}NO_2 + 0.046 C_6H_{13}NO_2 + 0.036 C_6H_{11}NO_2$	$0.6 \pm 0.1$
10	Triolein	$C_{57}H_{104}O_6 + 3 H_2O \rightarrow C_3H_8O_3 + 3 C_{18}H_{34}O_2$	$0.5 \pm 0.2$
11	Tripalmitate	$C_{51}H_{98}O_6 + 8.436 H_2O \rightarrow 4 C_3H_8O_3 + 2.43 C_{16}H_{34}O_2$	$0.5 \pm 0.3$
12	Palmito-olein	$C_{37}H_{70}O_5 + 4.1 H_2O \rightarrow 2.1 C_3H_8O_3 + 0.9 C_{16}H_{34}O_2 + 0.9 C_{18}H_{34}O_2$	$0.6 \pm 0.2$
13	Palmito-linolein	$C_{37}H_{68}O_5 + 4.3 H_2O \rightarrow 2.2 C_3H_8O_3 + 0.9 C_{16}H_{34}O_2 + 0.9 C_{18}H_{32}O_2$	$0.6 \pm 0.2$

Imatge 4. Reaccions proposades per a simular la hidròlisi en la digestió anaeròbica<sup>[13]</sup>

No.	Compound	Chemical reactions	Kinetic constant
<i>Amino acid degradation reactions</i>			
1	Glycine	$C_2H_5NO_2 + H_2 \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
2	Threonine	$C_4H_9NO_3 + H_2 \rightarrow C_3H_8O_2 + 0.5 C_4H_8O_2 + H_3N$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
3	Histidine	$C_6H_9N_3O_2 + 4 H_2O + 0.5 H_2 \rightarrow CH_3NO + C_3H_4O_2 + 0.5 C_4H_8O_2 + 2 H_3N + CO_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
4	Arginine	$C_6H_{14}N_4O + 3 H_2O + H_2 \rightarrow 0.5 C_2H_4O_2 + 0.5 C_3H_8O_2 + 0.5 C_5H_{10}O_2 + 4 H_3N + CO_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
5	Proline	$C_5H_9NO_2 + H_2O + H_2 \rightarrow 0.5 C_2H_4O_2 + 0.5 C_3H_8O_2 + 0.5 C_5H_{10}O_2 + H_3N$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
6	Methionine	$C_5H_{11}NO_2S + 2 H_2O \rightarrow C_3H_8O_2 + CO_2 + H_3N + H_2 + CH_4S$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
7	Serine	$C_3H_7NO_3 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
8	Threonine	$C_4H_9NO_3 + H_2O \rightarrow C_3H_8O_2 + H_3N + H_2 + CO_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
9	Aspartic acid	$C_4H_7NO_4 + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + 2 CO_2 + 2 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
10	Glutamic acid	$C_5H_9NO_4 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + 0.5 C_4H_8O_2 + H_3N + CO_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
11	Glutamic acid	$C_5H_9NO_4 + 2 H_2O \rightarrow 2 C_3H_8O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
12	Histidine	$C_6H_9N_3O_2 + 5 H_2O \rightarrow CH_3NO + 2 C_2H_4O_2 + 2 H_3N + CO_2 + 0.5 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
13	Arginine	$C_6H_{14}N_4O_2 + 6 H_2O \rightarrow 2 C_3H_4O_2 + 4 H_3N + 2 CO_2 + 3 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
14	Lysine	$C_6H_{14}N_2O_2 + 2 H_2O \rightarrow C_3H_4O_2 + C_4H_8O_2 + 2 H_3N$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
15	Leucine	$C_6H_{13}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + H_3N + CO_2 + 2 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
16	Isoleucine	$C_6H_{13}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + H_3N + CO_2 + 2 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
17	Valine	$C_6H_{11}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_4H_8O_2 + H_3N + CO_2 + 2 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
18	Phenylalanine	$C_9H_{11}NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_6H_6 + C_3H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
19	Tyrosine	$C_9H_9NO_3 + 2 H_2O \rightarrow C_6H_6O + C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
20	Tryptophan	$C_{11}H_{12}N_2O_2 + 2 H_2O \rightarrow C_8H_7N + C_3H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
21	Glycine	$C_2H_5NO_2 + 0.5 H_2O \rightarrow 0.75 C_2H_4O_2 + H_3N + 0.5 CO_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
22	Alanine	$C_3H_7NO_2 + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + 2 H_2$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
23	Cysteine	$C_3H_7NO_2S + 2 H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + 0.5 H_2 + H_2S$	$1.28 \cdot 10^{-02}$
<i>Acidogenic reactions</i>			
24	Dextrose	$C_6H_{12}O_6 + 0.1115 H_2N \rightarrow 0.1115 C_2H_7NO_2 + 0.744 C_3H_4O_2 + 0.5 C_3H_8O_2 + 0.4409 C_4H_8O_2 + 0.6909 CO_2 + 1.0254 H_2O$	$9.54 \cdot 10^{-03}$
25	Glycerol	$C_3H_8O_3 + 0.4071 H_3N + 0.0291 CO_2 + 0.0005 H_2 \rightarrow 0.4071 C_2H_7NO_2 + 0.94185 C_3H_8O_2 + 1.09308 H_2O$	$1.01 \cdot 10^{-02}$
<i>Acetogenic reactions</i>			
26	Oleic acid	$C_{18}H_{34}O_2 + 15.2396 H_2O + 0.2501 CO_2 + 0.1701 H_3N \rightarrow 0.1701 C_2H_7NO_2 + 8.6998 C_3H_4O_2 + 14.4978 H_2$	$3.64 \cdot 10^{-12}$
27	Propionic acid	$C_3H_6O_2 + 0.06198 H_3N + 0.314336 H_2O \rightarrow 0.06198 C_2H_7NO_2 + 0.9345 C_3H_4O_2 + 0.660412 CH_4 + 0.160688 CO_2 + 0.00055 H_2$	$1.95 \cdot 10^{-07}$
28	Isobutyric acid	$C_4H_8O_2 + 0.0653 H_3N + 0.8038 H_2O + 0.0006 H_2 + 0.5543 CO_2 \rightarrow 0.0653 C_2H_7NO_2 + 1.8909 C_3H_4O_2 + 0.446 CH_4$	$5.88 \cdot 10^{-06}$
29	Isovaleric acid	$C_5H_{10}O_2 + 0.0653 H_3N + 0.5543 CO_2 + 0.8044 H_2O \rightarrow 0.0653 C_2H_7NO_2 + 0.8912 C_3H_4O_2 + C_3H_8O_2 + 0.4454 CH_4 + 0.0006 H_2$	$3.01 \cdot 10^{-08}$
30	Linoleic acid	$C_{18}H_{32}O_2 + 15.356 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 H_3N \rightarrow 0.1701 C_2H_7NO_2 + 9.02 C_3H_4O_2 + 10.0723 H_2$	$3.64 \cdot 10^{-12}$
31	Palmitic acid	$C_{16}H_{32}O_2 + 15.253 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 H_3N \rightarrow 0.1701 C_2H_7NO_2 + 8.4402 C_3H_4O_2 + 14.9748 H_2$	$3.64 \cdot 10^{-12}$
<i>Methanogenic reactions</i>			
32	Acetic acid	$C_2H_4O_2 + 0.022 H_3N \rightarrow 0.022 C_2H_7NO_2 + 0.945 CH_4 + 0.066 H_2O + 0.945 CO_2$	$2.39 \cdot 10^{-03}$
33	Hydrogen	$14.4976 H_2 + 3.8334 CO_2 + 0.0836 H_3N \rightarrow 0.0836 C_2H_7NO_2 + 3.4154 CH_4 + 7.4996 H_2O$	$2.39 \cdot 10^{-03}$

Imatge 5. Reaccions proposades per a simular la acidogènesi, la acetogènesi i la metanogènesi en la digestió anaeròbica<sup>[13]</sup>

Un cop aquesta aproximació es portava al simulador Aspen HYSYS, on es treballa amb el programari de predicció de reaccions químiques i no amb algorismes programables per l'usuari mateix, donava com a resultat una sèrie d'errors i faltes d'informació que no permetien, o dificultaven en gran mesura, arribar a cap conclusió per a comparar amb els articles esmentats.

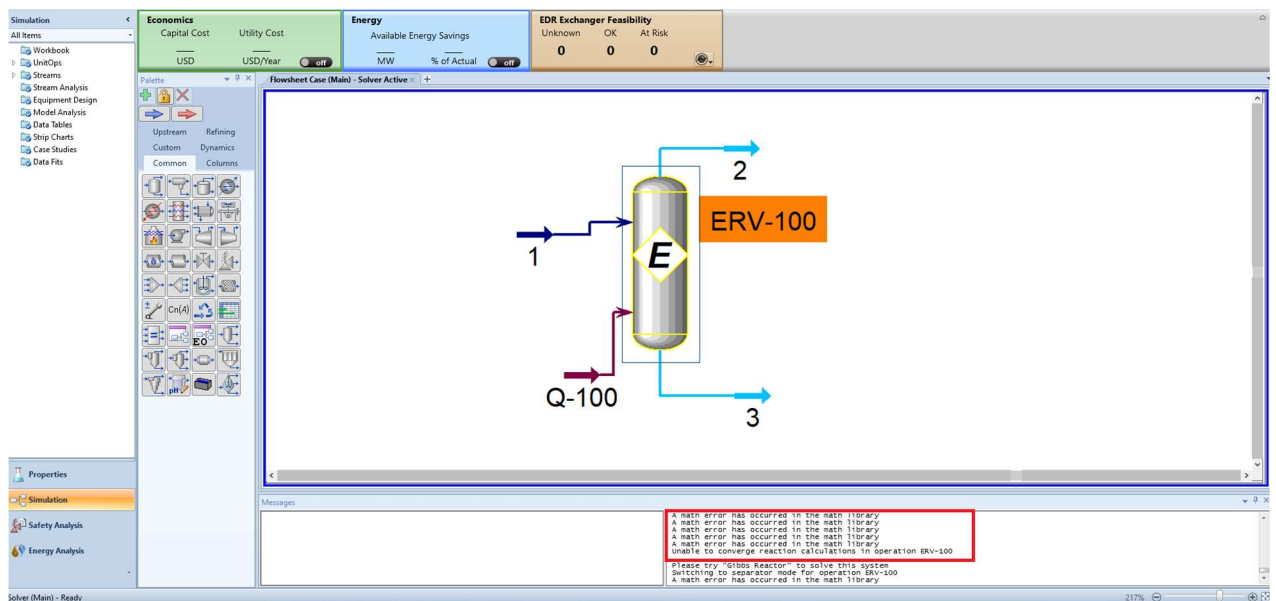
Els dos esculls més importants per a la realització de la simulació són:

- La falta de part de la composició de l'alimentació: els articles donaven la composició de la part seca, però no s'especificava en quina proporció a  $H_2O$  o  $H_2$  es trobava. Això es deu a que es faci la simulació mitjançant algorismes programats amb Fortran, mentre que al simular-ho mitjançant el programari de Aspen HYSYS necessites la composició completa d'aquesta.

Components	Case 1
Glycine	0.083
Cellulose	0.204
Hemicellulose	0.086
Glucose	0.257
Triolein	0.015
Acetic acid	-
Protein	-
Propionic acid	-
Valerate	-
Butyrate	-
Iso-butyrate	-
Iso-valerate	-
Inerts	0.355

Imatge 6. Exemple de composició donada en les fonts bibliogràfiques<sup>[3]</sup>

- El càlcul iteratiu del reactor d'equilibri no convergeix: en el intent que es va fer de imitar el procés es va considerar, degut al punt anterior, que el 35,5% de inerts era majoritàriament H<sub>2</sub>O per a poder seguir amb la simulació, aquesta en cap moment convergia.



Imatge 7. Imatge de la simulació no essent capaç de convergir amb la composició indicada

Un cop s'arriba a aquest punt, s'ha de buscar un enfoc diferent al problema per a intentar trobar una solució que permeti, com a mínim, fer una millor aproximació, encara que sigui parcial, al procés real.

## 4.2. APROXIMACIÓ CINÈTICA

L'enfoc cinètic de la simulació suposa haver de trobar bibliogràficament tant la freqüència  $k_d$  com l'energia d'activació  $E_A$  de totes les reaccions seguint l'equació d'Arrhenius:

$$k = k_d * e^{\left(\frac{-E_A}{R*T}\right)}$$

On:

- $k$  és la constant cinètica
- $R$  és la constant universal dels gasos ideals
- $T$  és la temperatura

Finalment, s'ha trobat la cinètica<sup>[14][15]</sup> de 10 de les 46 reaccions proposades pels dos articles anteriorment esmentats, recollides a la *Taula 2*. Aquesta reduït nombre es deu principalment a la escassa bibliografia que es pot trobar relativa a aquest tipus de enfoc cinètic.

*Taula 2. Constants cinètiques disponibles mitjançant bibliografia*

Component	Reacció	Freqüència [s <sup>-1</sup> ]	Energia d'activació [kJ/kmol]
Hemicel·lulosa	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow 2,5C_2H_4O_2$	683,33	65580,00
Hemicel·lulosa	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	683,33	65580,00
Valina	$C_5H_{11}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_4H_8O_2 + NH_3 + CO_2 + 2H_2$	$3,80 \times 10^{18}$	$2,29 \times 10^5$
Leucina	$C_6H_{13}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + NH_3 + CO_2 + 2H_2$	$1,00 \times 10^{15}$	$1,86 \times 10^5$
Isoleucina	$C_6H_{13}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + NH_3 + CO_2 + 2H_2$	$4,20 \times 10^{16}$	$2,07 \times 10^5$
Glicina	$C_2H_5NO_2 + H_2 \rightarrow C_2H_4O_2 + NH_3$	$5,50 \times 10^{13}$	$1,66 \times 10^5$
Glicina	$C_2H_5NO_2 + 0,5H_2O \rightarrow 0,75C_2H_4O_2 + NH_3 + 0,5CO_2$	$5,50 \times 10^{13}$	$1,66 \times 10^5$
Alanina	$C_3H_7NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + NH_3 + CO_2 + 2H_2$	$4,00 \times 10^{12}$	$1,54 \times 10^5$
Serina	$C_3H_7NO_3 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + NH_3 + CO_2 + H_2$	$1,00 \times 10^{13}$	$1,49 \times 10^5$
Àcid aspàrtic	$C_4H_7NO_4 + 2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + NH_3 + 2CO_2 + 2H_2$	$8,50 \times 10^{13}$	$1,44 \times 10^5$

Al no poder fer la simulació completa i, per tant, no poder comprar la producció de metà, que a la fi és l'objectiu d'aquests digestors, s'opta per realitzar la simulació de les reaccions que es tenen per a poder comparar els resultats per veure com de properes són entre si tenint en compte diferents distribucions de reactors tant en sèrie com en paral·lel i aprofitant per veure com aquests canvis afecten a la conversió i al consum d'energia.

#### 4.2.1. Conversió i consum d'energia de diferents distribucions de reactors CSTR

Degut a l'escassa quantitat de reaccions de les que se'n coneix la cinètica, no es podia utilitzar les composicions donades per les fonts d'informació preses com a referent, pel que s'ha optat per repartir equitativament el percentatge de cada component.

A més, s'ha establert una alimentació de  $100 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$  a una pressió de 101,3 kPa i una temperatura de 24 °C a l'entrada de cada reactor i una temperatura de 35°C a la sortida de cada reactor per a mantenir el sistema en el rang de temperatura mesòfil, que és el més comunament utilitzat.

##### 4.2.1.1. Casos d'estudi

S'han provat 3 distribucions diferents:

- 1 CSTR
- 2 CSTR's en sèrie
- 2 CSTR's en paral·lel

Tenint en compte tot lo anterior, s'ha observat l'evolució de la conversió, l'extensió de cada reacció i el consum d'energia respecte el volum dels reactors per a trobar, tant quina de les distribucions estudiades és la més eficaç, com per elegir el volum òptim dels digestors.

El rang de volum estudiat ha sigut dels 1000 m<sup>3</sup> fins als 20000 m<sup>3</sup> en tots els casos, suposant un cas de dimensions industrials.

#### 4.2.1.2. Resultats

Totes les taules, gràfiques i PFD's resultants de la simulació estan adjuntes a l'Annex.

Per les 2 reaccions de hidròlisi els resultats han sigut, en les 3 distribucions, una representació gràfica pràcticament lineal i ascendent en el cas de la conversió i l'extensió de la reacció i una representació gràfica pràcticament lineal i descendent en el cas de la calor. La falta de curvatura segueix fins a arribar a volums de 10<sup>7</sup> m<sup>3</sup>, volums els quals no són realistes i, per tant, no es tenen en compte.

Amb tot lo mencionat anteriorment, s'ha considerat que en el tram dels 1000 m<sup>3</sup> fins als 20000 m<sup>3</sup> es comporta com una línia recta. Per tant, i tenint en compte que la calor necessària talla l'eix horitzontal, és a dir, que donat un cert volum el calor que necessitem afegir o extreure del sistema és zero, podem trobar el volum considerable òptim.

- 1 CSTR – hidròlisi:

#### Hydrolysis

$$\frac{3000 - V}{3000 - 2000} = \frac{-47640 - 0}{-47640 - 29530} \rightarrow V = 2382,66 \text{ m}^3$$

$$V = 2382,66 \text{ m}^3 \rightarrow Cnv. = 1,125\% \quad \& \quad Rxn \text{ Extent} = 0,5623 \frac{kmol}{h}$$

- 2 CSTR's en sèrie – hidròlisi:

#### HydrolisisSerie1

$$\frac{3000 - V}{3000 - 2000} = \frac{-47640 - 0}{-47640 - 29530} \rightarrow V = 2382,66 \text{ m}^3$$

$$V = 2382,66 \text{ m}^3 \rightarrow Cnv. = 1,125\% \quad \& \quad Rxn \text{ Extent} = 0,5623 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

#### HydrolisisSerie2

$$\frac{3000 - V}{3000 - 2000} = \frac{-41160 - 0}{-41160 - 33660} \rightarrow V = 2449,88 \text{ m}^3$$

$$V = 2449,88 \text{ m}^3 \rightarrow Cnv. = 1,139\% \quad \& \quad Rxn \text{ Extent} = 0,5567 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

- 2 CSTR's en paral·lel – hidròlisi:

#### HydrolisisParalel1-2

$$\frac{2000 - V}{2000 - 1000} = \frac{-61270 - 0}{-61270 - 14760} \rightarrow V = 1194,13 \text{ m}^3$$

$$V = 1194,13 \text{ m}^3 \rightarrow Cnv. = 1,127\% \quad \& \quad Rxn \text{ Extent} = 0,2818 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Dels resultats se'n pot extreure que tant el CSTR individual com els 2 en paral·lel necessitaran un volum total similar i obtindran un resultat en conversió i extensió de la reacció similar, mentre que els 2 en sèrie demanen el doble de volum i per tant compten amb el doble de conversió i extensió de la reacció.

Si observem la producció final en el volum òptim trobat, és a dir, ens fixem en el àcid acètic i la xilosa, també observem aquesta relació de proporcionalitat, ja que entre la producció del CSTR



individual o la dels 2 paral·lels i la producció dels 2 en sèrie observem una diferència del 99,00% per la xilosa i del 98,93% per l'àcid acètic respecte els dos primers, és a dir, pràcticament el doble.

Això ens indica que a volum òptim la distribució utilitzada pràcticament no variarà el resultat que s'obtindrà, i per tant la decisió s'haurà de prendre guiada per altres paràmetres. Tot i així, si es surt del volum òptim, per exemple donant un valor de 2000 m<sup>3</sup> totals als reactors, s'observa que la calor que requereixen les diferents distribucions porta a descartar els 2 CSTR's en sèrie:

- 1 CSTR individual:

Hidrolisi			
Object	Variable	Value	Units
H3	Phase Comp Molar Flow (Overall-Xylose*)	0.4747	kgmole/h
H3	Phase Comp Molar Flow (Overall-AceticAcid)	1.187	kgmole/h
Q-110	Heat Flow	2.953e+004	kJ/h

Imatge 8. Producció i calor d'un CSTR de 2000m<sup>3</sup>

- 2 CSTR's en paral·lel:

HidrolisiParalel			
Object	Variable	Value	Units
PH8	Phase Comp Molar Flow (Overall-Xylose*)	0.4748	kgmole/h
PH8	Phase Comp Molar Flow (Overall-AceticAcid)	1.187	kgmole/h
Q-106	Heat Flow	1.476e+004	kJ/h
Q-107	Heat Flow	1.476e+004	kJ/h

Imatge 9. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en paral·lel

- 2 CSTR's en sèrie:

HidrolisiSèrie			
Object	Variable	Value	Units
SH6	Phase Comp Molar Flow (Overall-Xylose*)	0.4784	kgmole/h
SH6	Phase Comp Molar Flow (Overall-AceticAcid)	1.196	kgmole/h
Q-100	Heat Flow	1.091e+005	kJ/h
Q-102	Heat Flow	1.099e+005	kJ/h

Imatge 10. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en sèrie

A mateixa conversió i extensió de la reacció, la calor necessària pel sistema en sèrie és un 641,62% més alt respecte les altres dos distribucions.

Per les restants 8 reaccions conegudes, corresponents l'etapa d'acidogènesi, el valor necessari de calor es manté pràcticament constant en el rang del 1000 m<sup>3</sup> fins els 20000 m<sup>3</sup>, no arribant a 0 fins a ordres de magnitud de 10<sup>6</sup> m<sup>3</sup>, i la producció no varia amb les diferents distribucions de reactors:

- 1 CSTR individual:

Acidogènesi			
Object	Variable	Value	Units
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-CO2)	1.042e-003	kgmole/h
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-Hydrogen)	10.00	kgmole/h
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-Ammonia)	5.234e-004	kgmole/h
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-n-C4oicAcid)	9.042e-014	kgmole/h
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-n-C5oicAcid)	4.629e-010	kgmole/h
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-i-C5oicAcid)	5.358e-012	kgmole/h
A4	Phase Comp Molar Flow (Overall-AceticAcid)	5.234e-004	kgmole/h
Q-111	Heat Flow	1.948e+005	kJ/h

Imatge 11. Producció i calor d'un CSTR de 2000m<sup>3</sup>

- 2 CSTR's en paral·lel:

AcidogenesisParalel			
Object	Variable	Value	Units
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-CO2)	1.040e-003	kgmole/h
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-Hydrogen)	10.00	kgmole/h
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-Ammonia)	5.225e-004	kgmole/h
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-n-C4oicAcid)	9.040e-014	kgmole/h
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-n-C5oicAcid)	4.627e-010	kgmole/h
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-i-C5oicAcid)	5.356e-012	kgmole/h
PA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-AceticAcid)	5.225e-004	kgmole/h
Q-108	Heat Flow	9.738e+004	kJ/h
Q-109	Heat Flow	9.738e+004	kJ/h

Imatge 12. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en paral·lel

- 2 CSTR's en sèrie:

AcidogenesisSerie			
Object	Variable	Value	Units
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-CO2)	1.040e-003	kgmole/h
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-Hydrogen)	10.00	kgmole/h
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-Ammonia)	5.225e-004	kgmole/h
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-n-C4oicAcid)	9.040e-014	kgmole/h
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-n-C5oicAcid)	4.627e-010	kgmole/h
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-i-C5oicAcid)	5.356e-012	kgmole/h
SA8	Phase Comp Molar Flow (Overall-AceticAcid)	5.225e-004	kgmole/h
Q-105	Heat Flow	1.949e+005	kJ/h
Q-104	Heat Flow	1.949e+005	kJ/h

Imatge 13. Producció i calor de 2 CSTR's de 1000m<sup>3</sup> en sèrie

Com en el cas de les reaccions de hidròlisi, es pot descartar l'opció dels 2 CSTR's en sèrie degut a un consum d'energia un 100,10% superior respecte les dos altres distribucions i una producció idèntica. La decisió entre 1 sol CSTR i 2 CSTR's en paral·lel s'haurà de fer seguint altres paràmetres.

## 5. CONCLUSIONS

S'extreu dels resultats la necessitat de més investigació experimental per obtenir la informació necessària per una simulació cinètica completa, ja que amb 10 d'elles ja es pot observar clarament la variabilitat dels paràmetres que es donen com a constants en els articles que han treballat anteriorment en la simulació d'un procés de digestió anaeròbica.

Amb això, queda clar que l'aproximació duta a terme per aquests només es pot considerar precisa en un rang concret, que no sempre serà el cas de treball.

Aquesta falta d'informació sembla correspondre a la complexitat d'obtenir la cinètica d'un sistema tant complex, fet que ha provocat que s'intentin optimitzar els sistemes anaeròbics a partir de la producció de metà o a l'alimentació del digestor.

Amb l'expansió i promoció de les energies renovables, probablement es veurà un increment en l'interès d'aquest procés per el tractament de deixalles orgàniques de qualsevol origen per a l'obtenció de metà que després es pot utilitzar, a través d'un procés de Fischer-Tropsch, per una gran varietat de funcions.

## 6. BIBLIOGRAFIA

- [1] A Short History of Anaerobic Digestion. PennState Extension, 2012. Disponible a: <https://extension.psu.edu/a-short-history-of-anaerobic-digestion>
- [2] Biogas in China. Huo Long Biogas, 1999. Disponible a: <http://huo-long-biogas.com/biogas-china?lang=en>
- [3] Haider Al-Rubaye; Shruti Karambelkar; Manohar M. Shivashankaraiah; Joseph D. Smith. Process Simulation of Two-Stage Anaerobic Digestion for Methane Production, 2017. <<https://doi.org/10.1080/17597269.2017.1309854>>
- [4] Anaerobic Digestion Pros and Cons. Rinobs AD & Biogas, 2015. Disponible a: <https://www.rinobs.com/anaerobic-digestion-pros-and-cons.html>
- [5] The Advantages and Disadvantages of Anaerobic Digestion vs Composting. Anaerobic-Digestion.com Blog, 2015. Disponible a: <https://blog.anaerobic-digestion.com/anaerobic-digestion-vs-composting/>
- [6] El biogás y los Gases de Efecto Invernadero (GEI). AGF Ingeniería de Procesos, 2017. Disponible a: <https://agfprocesos.com/biogas-los-gases-efecto-invernadero-gei/>
- [7] Anaerobic Digestion. Paul B. Doran, P.E., 2013. Disponible a: <http://paulbdoranpe.com/anaerobic-digestion-projects/>
- [8] Shanthi. P; Nataranjan. M.. Anaerobic digestion of Municipal Solid biodegradable wastes for methane production: A Review, 2016. <<https://www.ijraset.com/files/serve.php?FID=5935>>
- [9] Managing Digester Feedstocks. BioCycle, 2016. Disponible a: <https://www.biocycle.net/2016/11/10/managing-digester-feedstocks/>
- [10] Endergonic vs Exergonic Reactions and Processes. ThoughtCo., 2019. Disponible a: <https://www.thoughtco.com/endergonic-vs-exergonic-609258>

[11] Fabien Monnet. An introduction to Anaerobic Digestion of Organic Wastes, 2003.

<[http://biogasmax.co.uk/media/introanaerobicdigestion\\_073323000\\_1011\\_24042007.pdf](http://biogasmax.co.uk/media/introanaerobicdigestion_073323000_1011_24042007.pdf)>

[12] Azeem Khalid; Muhammad Arshad; Muzammil Anjum; Tariq Mahmood; Lorna Dawson.

The anaerobic digestion of sòlid orgànic waste, 2011.

<<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.03.021>>

[13] Karthik Rajendran; Harshavardhan R. Kankanala; Magnus Lundin; Mohammad J.

Taherzadeh. A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus,

2014. <<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.01.051>>

[14] Takashi Kobayashi; Koji Takase; Shuji Adachi. Degradation Kinetics of Branched-Chain

Amino Acids in Subcritical Water, 2014. <<https://doi.org/10.1271/bbb.90554>>

[15] Xinshu Zhuang; Zhenhong Yuan; Longlong Ma; Chuangzhi Wu; Mingzhong Xu; Jingliang Xu;

Shunni Zhu; Wei Qi. Kinetic study of hydrolysis of xylan and agricultural wastes with hot liquid

water, 2009. <<https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2009.04.019>>

## 7. ANNEXOS

### 7.1. COMPONENTS I REACCIONS

Component	Type	Group
H2O	Pure Component	
CO2	Pure Component	
Hydrogen	Pure Component	
Ammonia	Pure Component	
n-C4oicAcid	Pure Component	
n-C5oicAcid	Pure Component	
i-C5oicAcid	Pure Component	
Valine*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Leucine*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Isoleucine*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
AceticAcid	Pure Component	
Alanine*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Glycine	Pure Component	
Serine*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Aspartic Acid*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Xylose*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1
Hemicellulose*	User Defined Hypothe...	HypoGroup1

Imatge 14. Llista de components

Set Info

Set Type

Kinetic

Ready

Solver Method

Auto Selected

Active Reactions	Type	Configured
Hemicellulose 1	Kinetic	✓
Hemicellulose 2	Kinetic	✓

Imatge 15. Llista de reaccions de hidròlisi



Set Info

Set Type

Kinetic

Ready

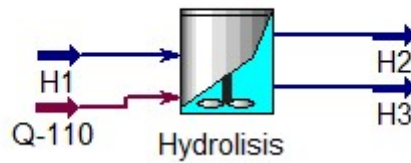
Solver Method

Auto Selected

Active Reactions	Type	Configured
Valine Degradation	Kinetic	✓
Leucine Degradation	Kinetic	✓
Isoleucine Degradation	Kinetic	✓
Glycine Degradation 2	Kinetic	✓
Glycine Degradation 1	Kinetic	✓
Alanine Degradation	Kinetic	✓
Serine Degradation	Kinetic	✓
Aspartic Acid Degradation	Kinetic	✓

Imatge 16. Llista de reaccions de acidogènesi

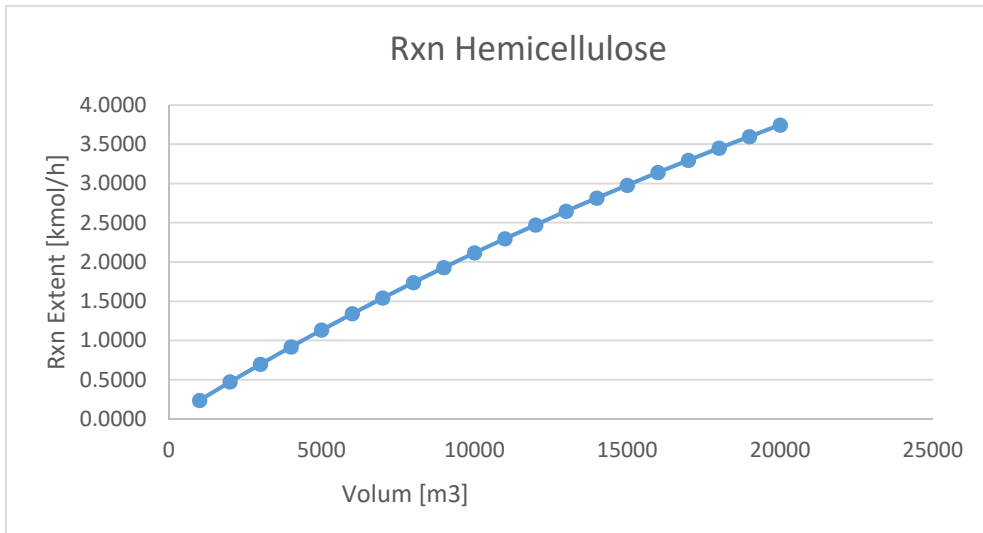
## 7.2. HIDRÒLISI - 1 CSTR



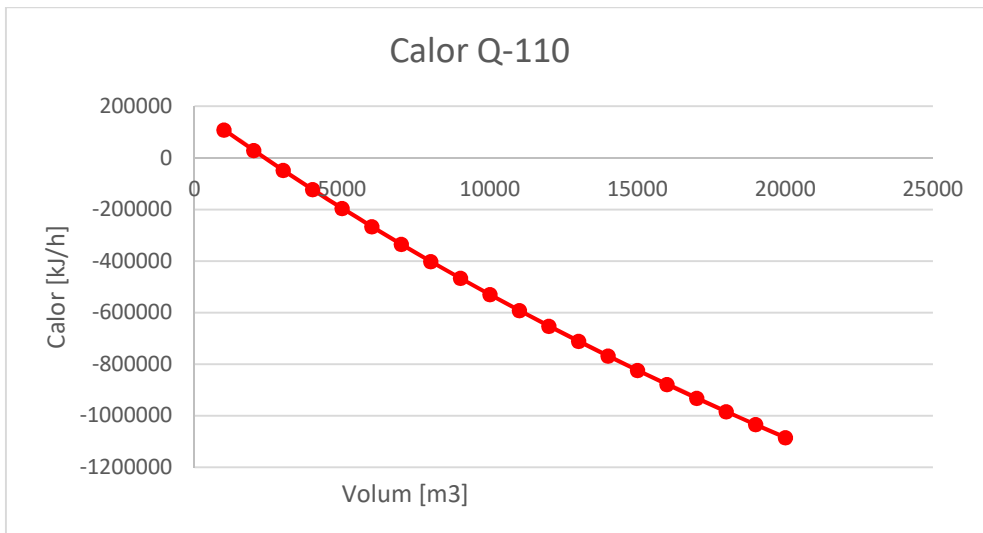
Imatge 17. PFD del sistema d'un CSTR - Hidròlisi

Taula 3. Dades extrems de la simulació cinètica d'un CSTR - Hidròlisi

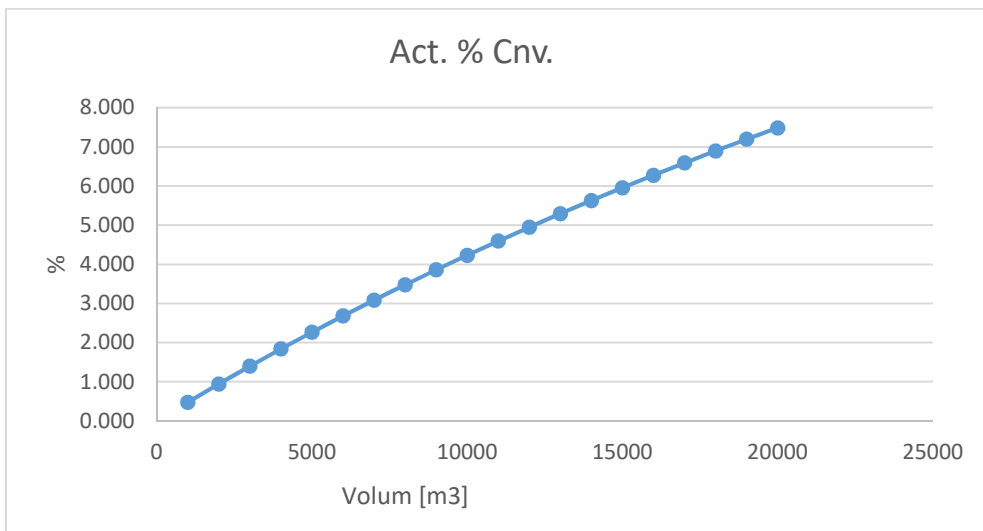
Volum [m3]	Hemicellulose 1		Hemicellulose 2		Q-110 (35°C)
	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	
1000	0.482	0.2411	0.482	0.2411	109100
2000	0.950	0.4748	0.950	0.4748	29530
3000	1.403	0.7015	1.403	0.7015	-47640
4000	1.843	0.9215	1.843	0.9215	-122500
5000	2.270	1.1350	2.270	1.1350	-195300
6000	2.685	1.3425	2.685	1.3425	-266000
7000	3.089	1.5445	3.089	1.5445	-334700
8000	3.481	1.7405	3.481	1.7405	-401500
9000	3.863	1.9315	3.863	1.9315	-466600
10000	4.235	2.1175	4.235	2.1175	-530000
11000	4.598	2.2990	4.598	2.2990	-591700
12000	4.951	2.4755	4.951	2.4755	-651900
13000	5.296	2.6480	5.296	2.6480	-710500
14000	5.632	2.8160	5.632	2.8160	-767800
15000	5.960	2.9800	5.960	2.9800	-823700
16000	6.281	3.1405	6.281	3.1405	-878200
17000	6.594	3.2970	6.594	3.2970	-931500
18000	6.900	3.4500	6.900	3.4500	-983600
19000	7.199	3.5995	7.199	3.5995	-1034000
20000	7.491	3.7455	7.491	3.7455	-1084000



Gràfica 1. Evolució Rxn vs Volum d'un CSTR - Hidròlisi

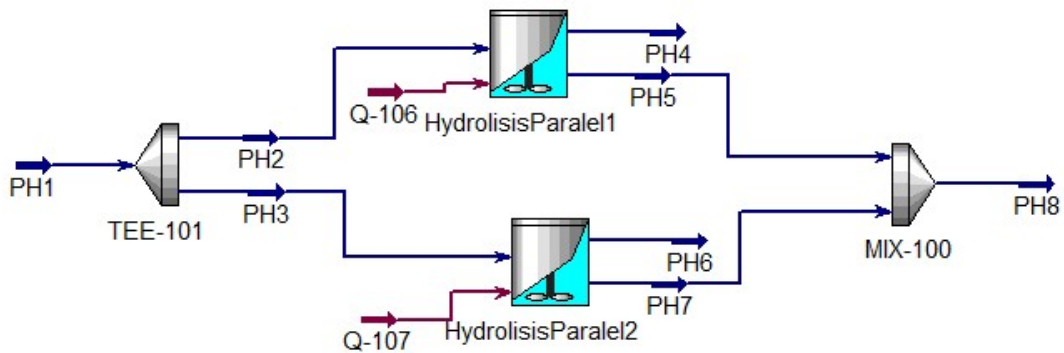


Gràfica 2. Evolució Calor vs Volum d'un CSTR - Hidròlisi



Gràfica 3. Evolució Conversió vs Volum d'un CSTR - Hidròlisi

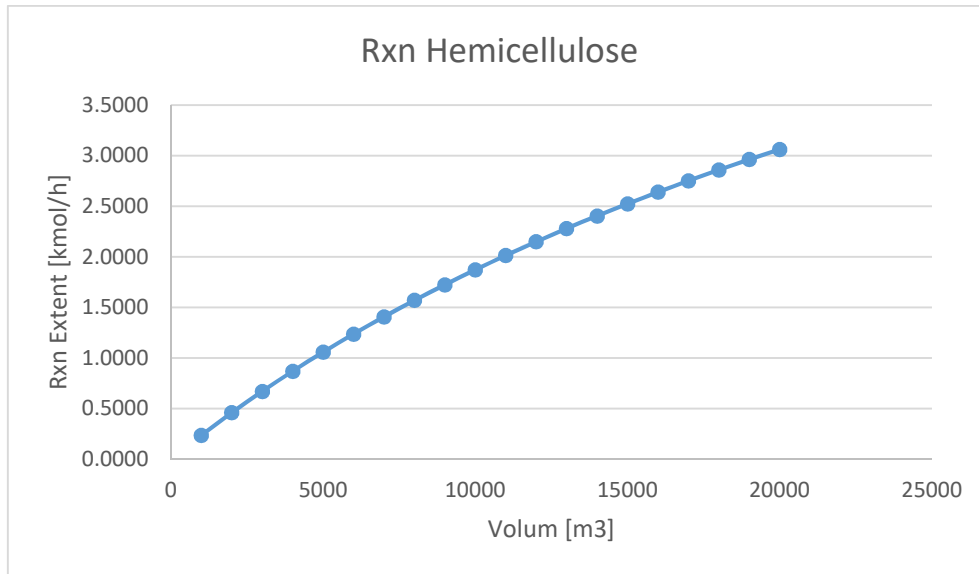
### 7.3. HIDRÒLISI - 2 CSTR's EN PARAL·LEL



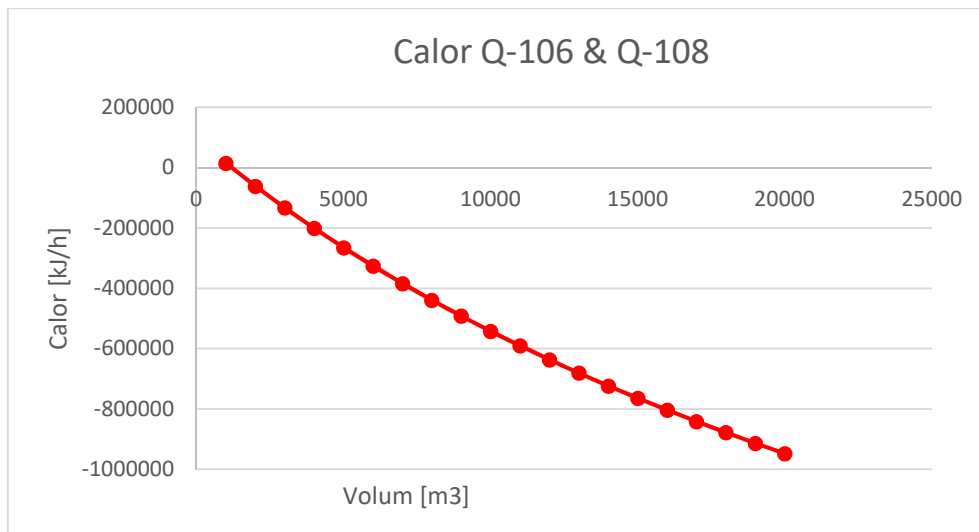
Imatge 18. PFD del sistema de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

Taula 4. Dades extretes de la simulació cinètica de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

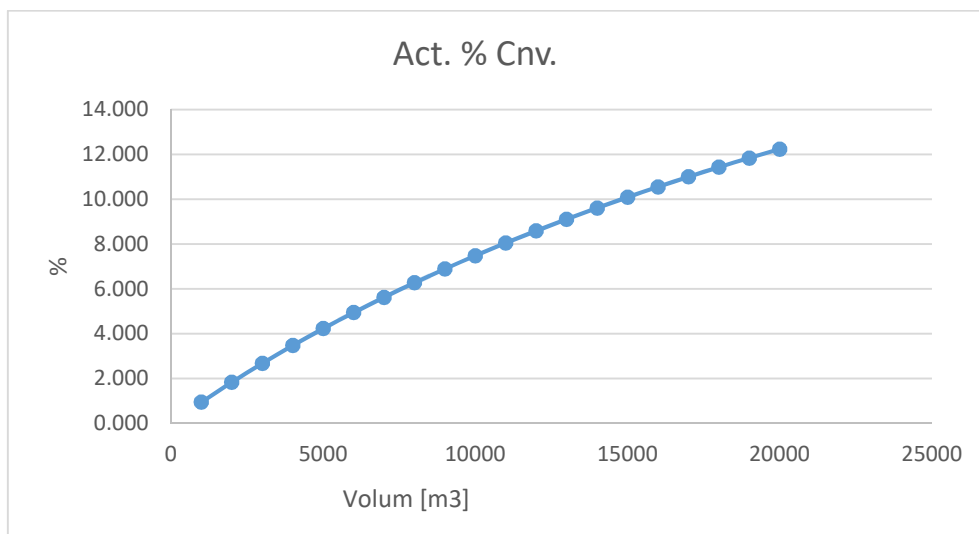
Volum [m3]	HydrolisisParalel		Q-106 i Q- 108 (35°C)
	Act. % Cnv.	Rxn Extent	
1000	0.950	0.2374	14760
2000	1.843	0.4608	-61270
3000	2.685	0.6713	-133000
4000	3.481	0.8703	-200800
5000	4.235	1.0588	-265000
6000	4.951	1.2378	-325900
7000	5.632	1.4080	-383900
8000	6.281	1.5703	-439100
9000	6.900	1.7250	-491800
10000	7.491	1.8728	-542100
11000	8.057	2.0143	-590300
12000	8.599	2.1498	-636500
13000	9.119	2.2798	-680800
14000	9.619	2.4048	-723300
15000	10.100	2.5250	-764200
16000	10.560	2.6400	-803600
17000	11.010	2.7525	-841500
18000	11.440	2.8600	-878100
19000	11.850	2.9625	-913500
20000	12.250	3.0625	-947600



Gràfica 4. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

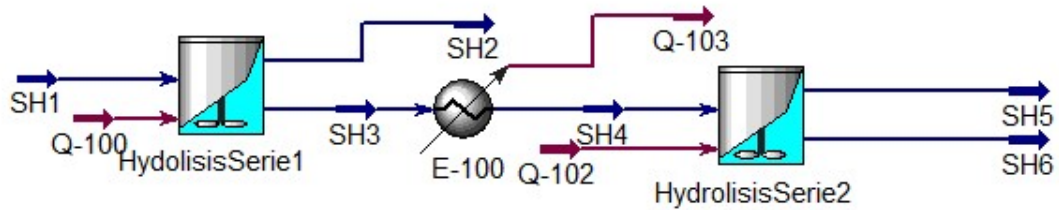


Gràfica 5. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi



Gràfica 6. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Hidròlisi

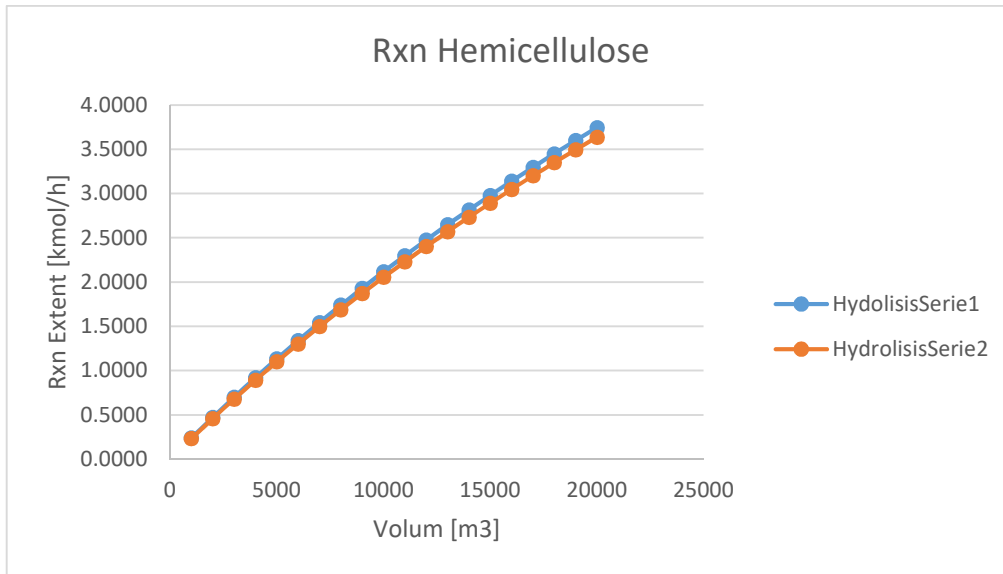
#### 7.4. HIDRÒLISI - 2 CSTR's EN SÈRIE



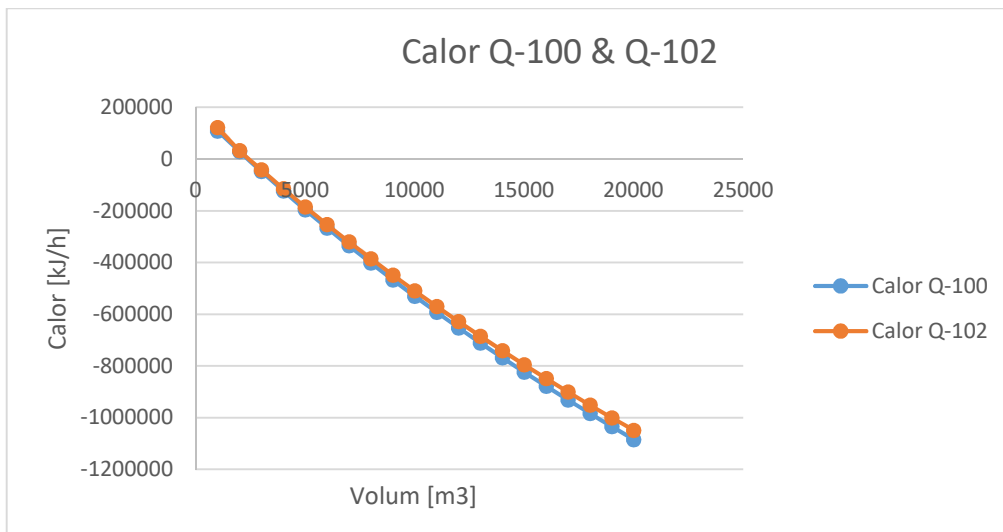
Imatge 19. PFD del sistema de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

Taula 5. Dades extretes de la simulació cinètica de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

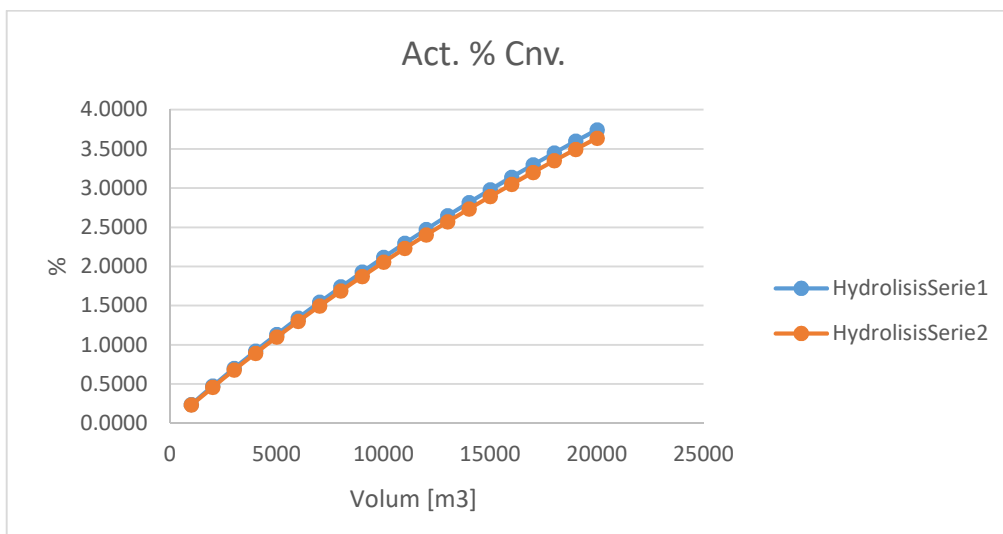
Volum [m3]	HydrolisisSerie1		Q-100 (35°C)	HydrolisisSerie2		Q-102 (35°C)
	Act. % Cnv.	Rxn Extent		Act. % Cnv.	Rxn Extent	
1000	0.482	0.2411	109100	0.434	0.2337	122100
2000	0.950	0.4748	29530	0.938	0.4602	33660
3000	1.403	0.7015	-47640	1.386	0.6800	-41160
4000	1.843	0.9215	-122500	1.821	0.8934	-113800
5000	2.270	1.1350	-195300	2.244	1.101	-184400
6000	2.685	1.3425	-266000	2.655	1.302	-253000
7000	3.089	1.5445	-334700	3.054	1.498	-319700
8000	3.481	1.7405	-401500	3.443	1.689	-384600
9000	3.863	1.9315	-466600	3.821	1.874	-447800
10000	4.235	2.1175	-530000	4.189	2.055	-509300
11000	4.598	2.2990	-591700	4.548	2.231	-569300
12000	4.951	2.4755	-651900	4.898	2.403	-627800
13000	5.296	2.6480	-710500	5.240	2.5700	-684800
14000	5.632	2.8160	-767800	5.573	2.7340	-740500
15000	5.960	2.9800	-823700	5.898	2.8930	-794800
16000	6.281	3.1405	-878200	6.216	3.0490	-847900
17000	6.594	3.2970	-931500	6.526	3.2010	-899700
18000	6.900	3.4500	-983600	6.829	3.3500	-950400
19000	7.199	3.5995	-1034000	7.126	3.4950	-999900
20000	7.491	3.7455	-1084000	7.416	3.6380	-1048000



Gràfica 7. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

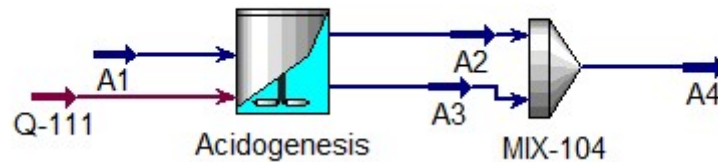


Gràfica 8. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi



Gràfica 9. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Hidròlisi

## 7.5. ACIDOGÈNESI - 1 CSTR



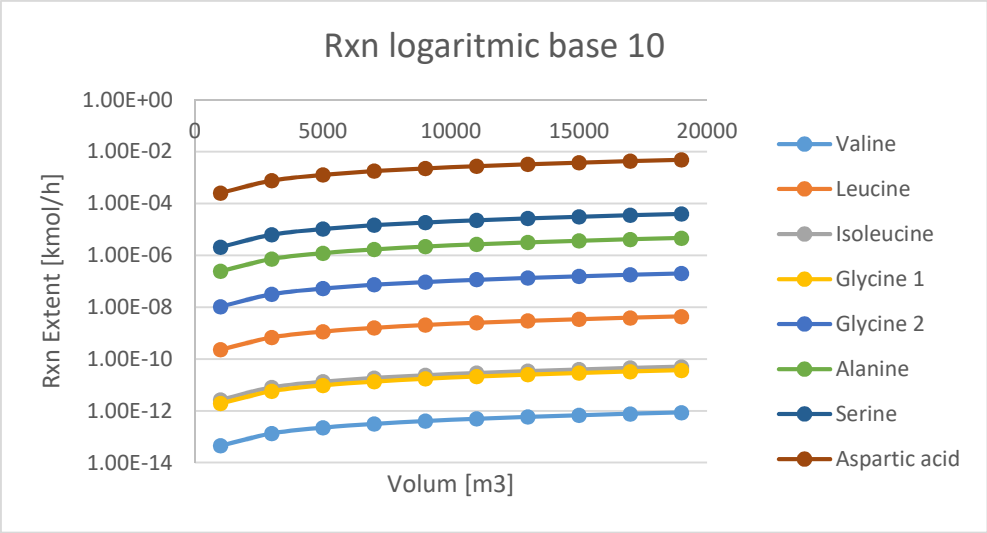
Imatge 20. PFD del sistema d'un CSTR - Acidogènesi

Taula 6. Dades extretes de la simulació cinètica d'un CSTR - Acidogènesi

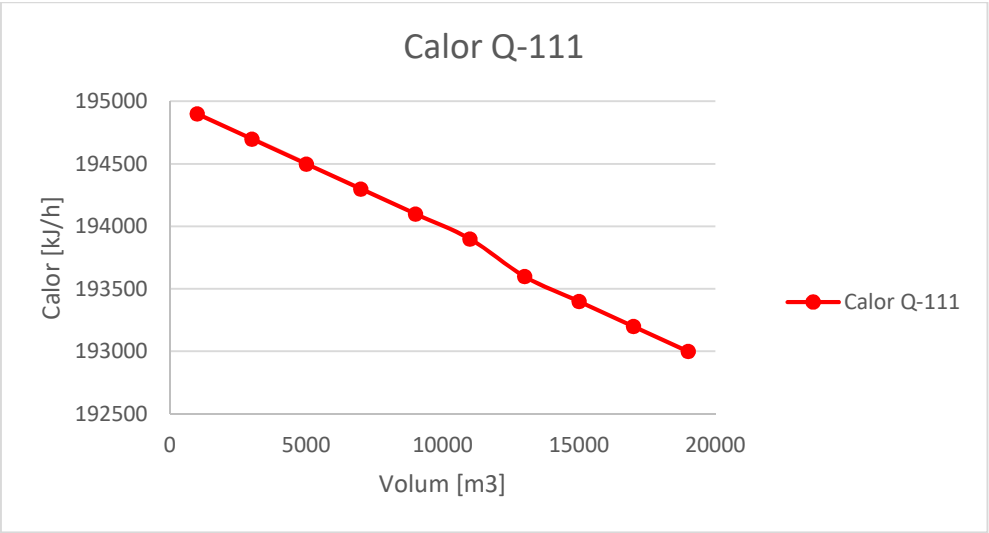
Volum [m3]	Valine		Leucine		Isoleucine		Glycine 1	
	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent
1000	4.52E-13	4.52E-14	2.31E-09	2.31E-10	2.68E-11	2.68E-12	1.95E-11	1.95E-12
3000	1.36E-12	1.36E-13	6.94E-09	6.94E-10	8.03E-11	8.03E-12	5.84E-11	5.84E-12
5000	2.26E-12	2.26E-13	1.16E-08	1.16E-09	1.34E-10	1.34E-11	9.72E-11	9.72E-12
7000	3.16E-12	3.16E-13	1.62E-08	1.62E-09	1.87E-10	1.87E-11	1.36E-10	1.36E-11
9000	4.07E-12	4.07E-13	2.08E-08	2.08E-09	2.41E-10	2.41E-11	1.75E-10	1.75E-11
11000	4.97E-12	4.97E-13	2.54E-08	2.54E-09	2.95E-10	2.95E-11	2.14E-10	2.14E-11
13000	5.87E-12	5.87E-13	3.01E-08	3.01E-09	3.48E-10	3.48E-11	2.53E-10	2.53E-11
15000	6.78E-12	6.78E-13	3.47E-08	3.47E-09	4.02E-10	4.02E-11	2.92E-10	2.92E-11
17000	7.68E-12	7.68E-13	3.93E-08	3.93E-09	4.55E-10	4.55E-11	3.30E-10	3.30E-11
19000	8.58E-12	8.58E-13	4.39E-08	4.39E-09	5.09E-10	5.09E-11	3.69E-10	3.69E-11

Glycine 2		Alanine		Serine		Aspartic acid		Q-111 (35°C)
Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	
1.06E-07	1.06E-08	2.46E-06	2.46E-07	2.11E-05	2.109E-06	2.59E-03	0.0002589	194900
3.19E-07	3.19E-08	7.38E-06	7.38E-07	6.33E-05	6.327E-06	7.77E-03	0.0007766	194700
5.32E-07	5.32E-08	1.23E-05	1.23E-06	1.05E-04	0.00001054	1.29E-02	0.0012940	194500
7.45E-07	7.45E-08	1.72E-05	1.72E-06	1.48E-04	0.00001476	1.81E-02	0.0018120	194300
9.57E-07	9.57E-08	2.21E-05	2.21E-06	1.90E-04	0.00001898	2.33E-02	0.0023290	194100
1.17E-06	1.17E-07	2.70E-05	2.70E-06	2.32E-04	0.0000232	2.85E-02	0.0028460	193900
1.38E-06	1.38E-07	3.19E-05	3.19E-06	2.74E-04	0.00002741	3.36E-02	0.0033630	193600
1.60E-06	1.60E-07	3.69E-05	3.69E-06	3.16E-04	0.00003163	3.88E-02	0.0038800	193400
1.81E-06	1.81E-07	4.18E-05	4.18E-06	3.58E-04	0.00003584	4.40E-02	0.0043970	193200
2.02E-06	2.02E-07	4.67E-05	4.67E-06	4.01E-04	0.00004006	4.91E-02	0.0049130	193000

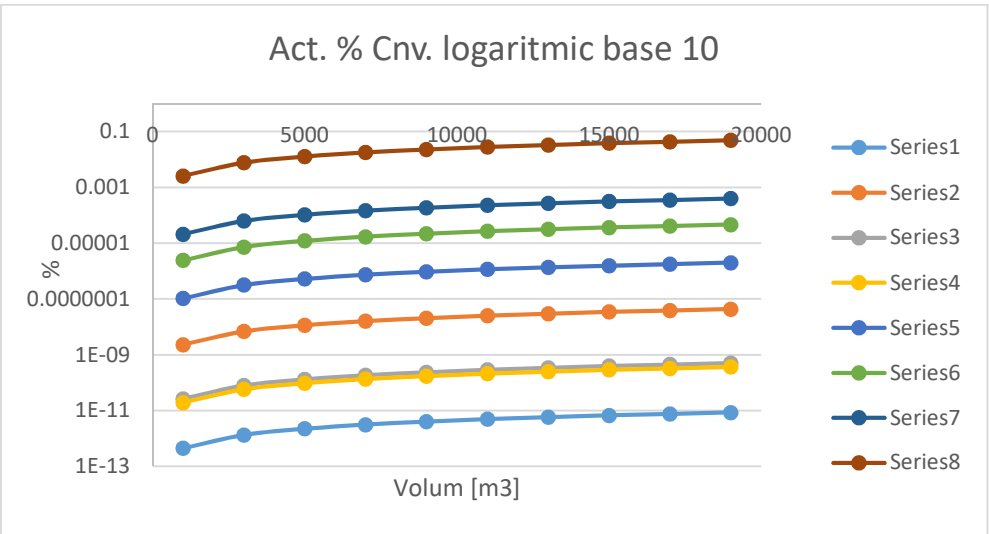




Gràfica 10. Evolució Rxn vs Volum d'un CSTR - Acidogènesi

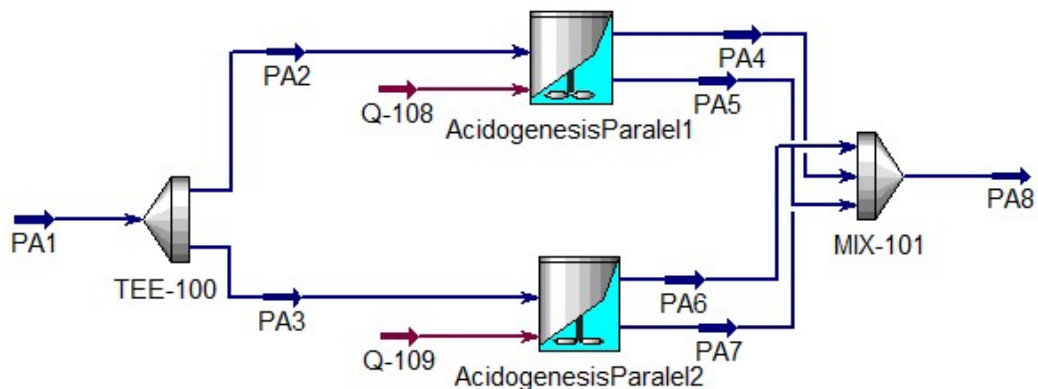


Gràfica 11. Evolució Calor vs Volum d'un CSTR - Acidogènesi



Gràfica 12. Evolució Conversió vs Volum d'un CSTR - Acidogènesi

## 7.6. ACIDOGÈNESI - 2 CSTR's EN PARAL·LEL

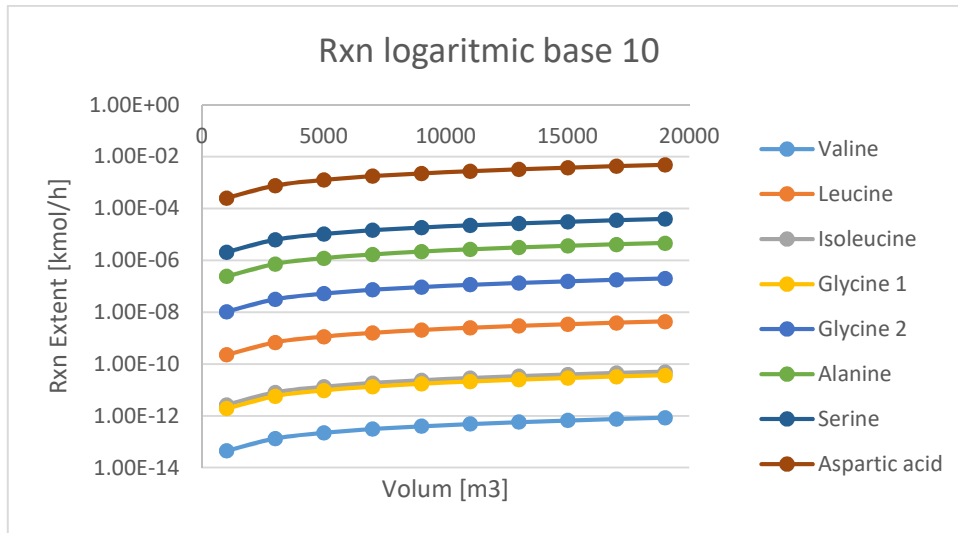


Imatge 21. PFD del sistema de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

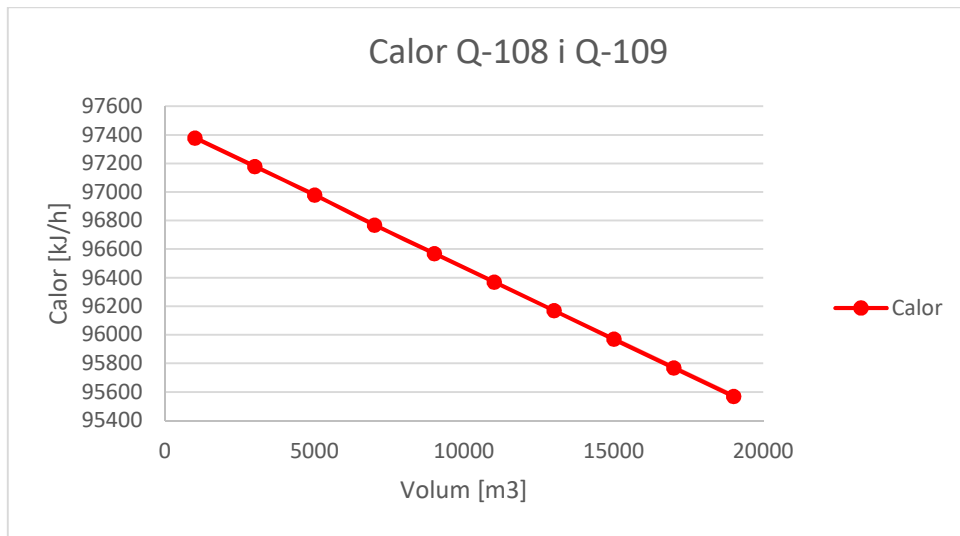
Taula 7. Dades extretes de la simulació cinètica de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

Volum [m3]	Valine		Leucine		Isoleucine		Glycine 1	
	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent
1000	9.04E-13	4.52E-14	4.63E-09	2.31E-10	5.36E-11	2.68E-12	3.89E-11	1.95E-12
3000	2.71E-12	1.36E-13	1.39E-08	6.94E-10	1.61E-10	8.04E-12	1.17E-10	5.84E-12
5000	4.52E-12	2.26E-13	2.31E-08	1.16E-09	2.68E-10	1.34E-11	1.94E-10	9.72E-12
7000	6.35E-12	3.18E-13	3.24E-08	1.62E-09	3.75E-10	1.87E-11	2.72E-10	1.36E-11
9000	8.13E-12	4.07E-13	4.16E-08	2.08E-09	4.82E-10	2.41E-11	3.50E-10	1.75E-11
11000	9.94E-12	4.97E-13	5.09E-08	2.54E-09	5.89E-10	2.94E-11	4.27E-10	2.14E-11
13000	1.17E-11	5.87E-13	6.01E-08	3.00E-09	6.96E-10	3.48E-11	5.05E-10	2.53E-11
15000	1.35E-11	6.77E-13	6.93E-08	3.47E-09	8.03E-10	4.01E-11	5.83E-10	2.91E-11
17000	1.54E-11	7.68E-13	7.86E-08	3.93E-09	9.09E-10	4.55E-11	6.60E-10	3.30E-11
19000	1.72E-11	8.58E-13	8.78E-08	4.39E-09	1.02E-09	5.08E-11	7.38E-10	3.69E-11

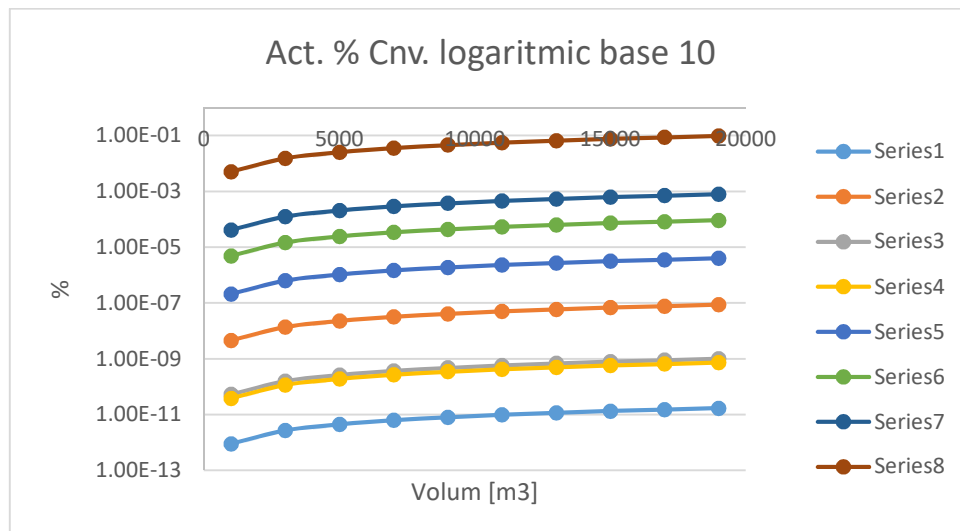
Glycine 2		Alanine		Serine		Aspartic acid		Q-108 i Q-109 (35°C)
Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	
2.13E-07	1.06E-08	4.92E-06	2.46E-07	4.22E-05	2.11E-06	5.18E-03	0.0002589	97380
6.38E-07	3.19E-08	1.48E-05	7.38E-07	1.27E-04	6.33E-06	1.55E-02	0.0007765	97180
1.06E-06	5.32E-08	2.46E-05	1.23E-06	2.11E-04	1.05E-05	2.59E-02	0.0012935	96980
1.49E-06	7.45E-08	3.44E-05	1.72E-06	2.95E-04	1.48E-05	3.62E-02	0.0018105	96770
1.91E-06	9.57E-08	4.42E-05	2.21E-06	3.80E-04	1.90E-05	4.66E-02	0.0023275	96570
2.34E-06	1.17E-07	5.40E-05	2.70E-06	4.64E-04	2.32E-05	5.69E-02	0.0028440	96370
2.77E-06	1.38E-07	6.39E-05	3.19E-06	5.48E-04	2.74E-05	6.72E-02	0.0033600	96170
3.19E-06	1.60E-07	7.37E-05	3.68E-06	6.32E-04	3.16E-05	7.75E-02	0.0038760	95970
3.62E-06	1.81E-07	8.35E-05	4.17E-06	7.17E-04	3.58E-05	8.78E-02	0.0043915	95770
4.04E-06	2.02E-07	9.33E-05	4.66E-06	8.01E-04	4.00E-05	9.81E-02	0.0049070	95570



Gràfica 13. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

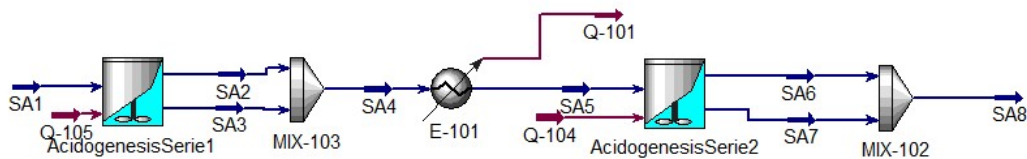


Gràfica 14. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi



Gràfica 15. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en paral·lel - Acidogènesi

## 7.7. ACIDOGÈNESI - 2 CSTR's EN SÈRIE

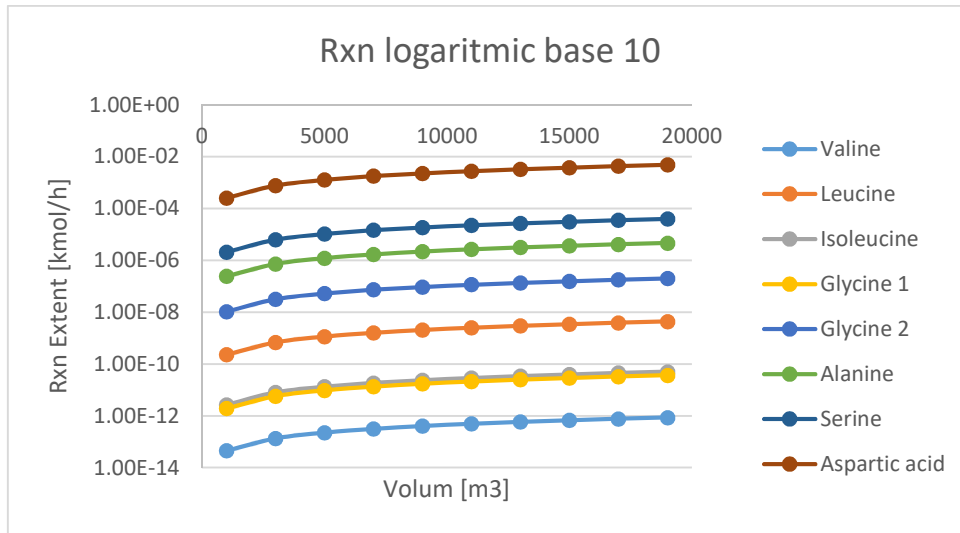


Imatge 22. PFD del sistema de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

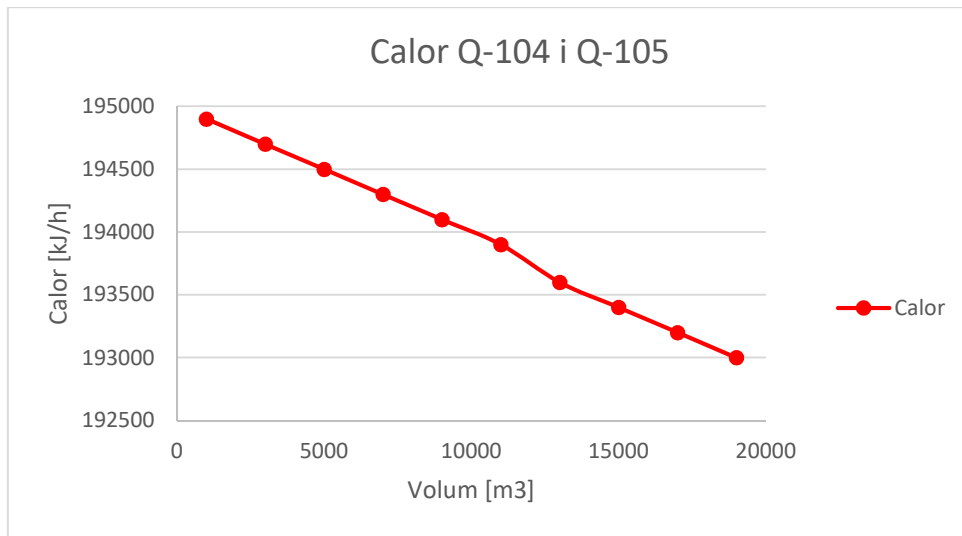
Taula 8. Dades extretes de la simulació cinètica de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi

Volum [m3]	Valine		Leucine		Isoleucine		Glycine 1	
	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent
1000	4.52E-13	4.52E-14	2.31E-09	2.31E-10	2.68E-11	2.68E-12	1.95E-11	1.95E-12
3000	1.36E-12	1.36E-13	6.94E-09	6.94E-10	8.03E-11	8.03E-12	5.84E-11	5.84E-12
5000	2.26E-12	2.26E-13	1.16E-08	1.16E-09	1.34E-10	1.34E-11	9.72E-11	9.72E-12
7000	3.16E-12	3.16E-13	1.62E-08	1.62E-09	1.87E-10	1.87E-11	1.36E-10	1.36E-11
9000	4.07E-12	4.07E-13	2.08E-08	2.08E-09	2.41E-10	2.41E-11	1.75E-10	1.75E-11
11000	4.97E-12	4.97E-13	2.54E-08	2.54E-09	2.95E-10	2.95E-11	2.14E-10	2.14E-11
13000	5.87E-12	5.87E-13	3.01E-08	3.01E-09	3.48E-10	3.48E-11	2.53E-10	2.53E-11
15000	6.78E-12	6.78E-13	3.47E-08	3.47E-09	4.02E-10	4.02E-11	2.92E-10	2.92E-11
17000	7.68E-12	7.68E-13	3.93E-08	3.93E-09	4.55E-10	4.55E-11	3.30E-10	3.30E-11
19000	8.58E-12	8.58E-13	4.39E-08	4.39E-09	5.09E-10	5.09E-11	3.69E-10	3.69E-11

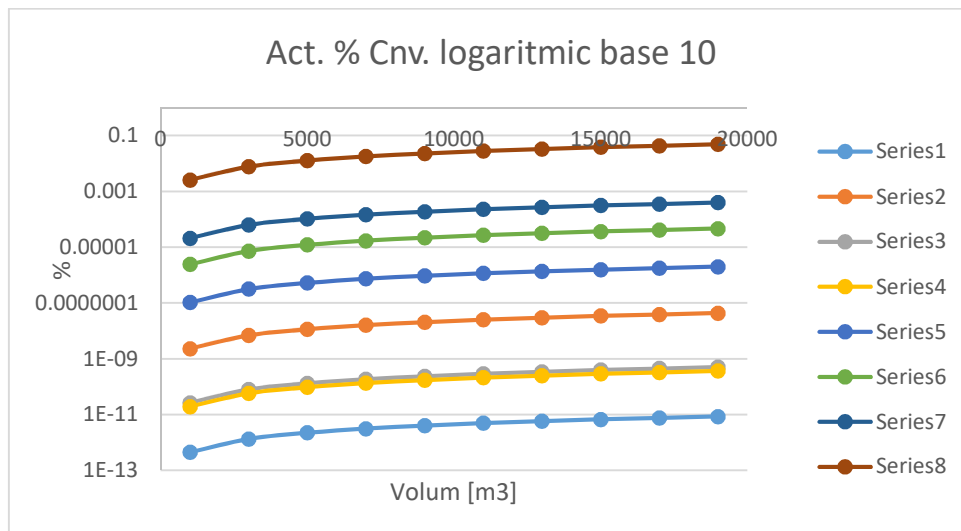
Glycine 2		Alanine		Serine		Aspartic acid		Q-104 i Q-105 (35°C)
Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	Act. % Cnv.	Rxn Extent	
1.06E-07	1.06E-08	2.46E-06	2.46E-07	2.11E-05	2.109E-06	2.59E-03	0.0002589	194900
3.19E-07	3.19E-08	7.38E-06	7.38E-07	6.33E-05	6.327E-06	7.77E-03	0.0007766	194700
5.32E-07	5.32E-08	1.23E-05	1.23E-06	1.05E-04	0.00001054	1.29E-02	0.0012940	194500
7.45E-07	7.45E-08	1.72E-05	1.72E-06	1.48E-04	0.00001476	1.81E-02	0.0018120	194300
9.57E-07	9.57E-08	2.21E-05	2.21E-06	1.90E-04	0.00001898	2.33E-02	0.0023290	194100
1.17E-06	1.17E-07	2.70E-05	2.70E-06	2.32E-04	0.0000232	2.85E-02	0.0028460	193900
1.38E-06	1.38E-07	3.19E-05	3.19E-06	2.74E-04	0.00002741	3.36E-02	0.0033630	193600
1.60E-06	1.60E-07	3.69E-05	3.69E-06	3.16E-04	0.00003163	3.88E-02	0.0038800	193400
1.81E-06	1.81E-07	4.18E-05	4.18E-06	3.58E-04	0.00003584	4.40E-02	0.0043970	193200
2.02E-06	2.02E-07	4.67E-05	4.67E-06	4.01E-04	0.00004006	4.91E-02	0.0049130	193000



Gràfica 16. Evolució Rxn vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi



Gràfica 17. Evolució Calor vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi



Gràfica 18. Evolució Conversió vs Volum de 2 CSTR's en sèrie - Acidogènesi